

BUNDESREPUBLIK DEUTSCHLAND



This Page Blank (uspto)

REC'D 13 NOV 2003

WIPO

PCT

Prioritätsbescheinigung über die Einreichung einer Patentanmeldung

Aktenzeichen: 102 49 782.6

Anmeldetag: 24. Oktober 2002

Anmelder/Inhaber: Outokumpu Oyj, Espoo/FI

Bezeichnung: Verfahren und Anlage zur Herstellung von
Schwefelsäure aus schwefeldioxidreichen Gasen

IPC: C 01 B 17/765

Die angehefteten Stücke sind eine richtige und genaue Wiedergabe der ursprünglichen Unterlagen dieser Patentanmeldung.

München, den 10. Oktober 2003
Deutsches Patent- und Markenamt
Der Präsident
Im Auftrag

Fausk

**PRIORITY
DOCUMENT**
SUBMITTED OR TRANSMITTED IN
COMPLIANCE WITH RULE 17.1(a) OR (b)

A 9161
03/00
EDV-L

VERFAHREN UND ANLAGE ZUR HERSTELLUNG VON SCHWEFELSÄURE AUS SCHWEFELDIOXIDREICHEN GASEN

5

Technisches Gebiet

Die vorliegende Erfindung betrifft ein Verfahren zur Herstellung von Schwefelsäure, bei dem ein Schwefeldioxid enthaltendes Ausgangsgas mit Sauerstoff in wenigstens zwei nacheinander angeordneten Kontaktstufen von Hauptkontakten wenigstens teilweise zu Schwefeltrioxid umgesetzt wird und bei dem erzeugtes schwefeltrioxidhaltiges Gas in einen Absorber geführt und dort zu Schwefelsäure umgesetzt wird, sowie eine entsprechende Anlage.

15

20

25

30

Herkömmlicherweise erfolgt die Herstellung von Schwefelsäure nach dem sogenannten Doppelabsorptions-Verfahren, das in Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry, 5. Auflage, Band A25, Seiten 635 bis 700, beschrieben ist. Zur Katalyse der Oxidation von Schwefeldioxid zu Schwefeltrioxid werden üblicherweise Vanadiumpentoxid als aktive Komponente enthaltende Katalysatoren mit einem Arbeitsbereich von 380 bis 640 °C eingesetzt. Während bei Temperaturen von über 640 °C eine irreversible Schädigung des Katalysators erfolgt, ist dieser bei Temperaturen unterhalb von 380 °C inaktiv. Um eine Schädigung des Katalysators zu vermeiden, werden diesem üblicherweise Ausgangsgase mit einem Schwefeldioxidgehalt von maximal 13 Vol.-% aufgegeben, da sich bei Einsatz höher konzentrierter Gase in dem Katalysatorbett aufgrund der Exothermie der Oxidationsreaktion zu hohe Temperaturen einstellen. Dies hat zur Folge, dass höher konzentrierte Gase vor der Aufgabe auf den Katalysator zunächst mit Luft und/oder technischem Sauerstoff verdünnt und entsprechend große Gasvolumina durch den Katalysator geführt werden müssen. Insbesondere bei der Nutzung von pyrometallurgischen Abgasen als schwefeldioxidhaltigen Ausgangsgasen,

welche etwa bei der Röstung und dem Schmelzen von sulfidischen Kupfer- oder Nickelkonzentraten erzeugt werden und typischerweise einen Schwefeldioxidgehalt von 20 bis 60 Vol.-% aufweisen, ist somit ein großer Verdünnungsfaktor notwendig. Dies führt zu unverhältnismäßig hohen Investitions- und Betriebskosten der Schwefelsäureanlage.

Es ist auch schon vorgeschlagen worden, anstelle von Luft teiloxydiertes Prozessgas aus einer Kontaktstufe als Verdünnungsgas einzusetzen. In der DE-AS 1 054 431 wird ein Verfahren zur katalytischen SO₂-Oxidation beschrieben, bei dem ein Teil des heißen, katalytisch umgesetzten Prozessgases aus der ersten Kontaktstufe im Kreislauf geführt und den Ausgangsgasen vor der Aufgabe auf die erste Katalysatorschicht zugemischt wird, während der restliche Teil des Prozessgases nach Abkühlung durch Zumischen von kalter Luft in einer nachfolgenden Kontaktstufe weiteroxidiert wird. Dabei wird durch die Rezirkulation gleichzeitig das Ausgangsgas auf die Ansprechtemperatur des Katalysators erwärmt. Da auch bei diesem Verfahren die Gase soweit verdünnt werden müssen, dass die der ersten Katalysatorschicht aufgebene Gasmischung weniger als 13 Vol.-% SO₂ enthält, sind große Mengen Verdünnungsgas notwendig. Ein ähnliches Verfahren ist auch aus der DE-PS 504 635 bekannt.

Um diesen Nachteilen zu begegnen, wurden bereits verschiedene Verfahren zur Schwefelsäureherstellung vorgeschlagen, bei denen dem Katalysator Ausgangsgase mit einem Schwefeldioxidgehalt von mehr als 13 Vol.-% zugeführt werden können.

Einige dieser Verfahren sehen einen alternativen Katalysator vor, der auch bei höheren Temperaturen als 640 °C betrieben werden kann (vgl. bspw. die WO 99/36175 A1).

In der DE-OS 20 26 818 wird ein Verfahren zur katalytischen Oxidation von Schwefeldioxid zur Schwefeltrioxid in mehreren Kontaktstufen mit einer Zwischenabsorption des gebildeten Schwefeltrioxids offenbart, bei dem die Ausgangsgase vor dem Einbringen in die erste Kontaktstufe mit Verdünnungsluft und mit aus Oleum ausgetriebenem Schwefeltrioxid auf eine Schwefeldioxidkonzentration von 10 bis 20 Gew.-% verdünnt werden. Nachteilig an diesem Verfahren ist jedoch der für die kontinuierliche Austreibung von Schwefeltrioxid aus Oleum notwendige apparative und verfahrenstechnische Aufwand und die vergleichsweise geringe Ausnutzung des Schwefeldioxids in der ersten Kontaktstufe, da nur Schwefeltrioxid, nicht aber die Reaktionspartner Schwefeldioxid und Sauerstoff, rezirkuliert werden.

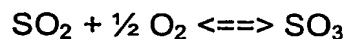
Beschreibung der Erfindung

Aufgabe der vorliegenden Erfindung ist es daher, die kostengünstige Herstellung von Schwefelsäure auf der Basis konzentrierter Ausgangsgase mit einem Schwefeldioxidgehalt von bis zu 66 Vol.-% zu ermöglichen.

Erfindungsgemäß wird diese Aufgabe durch ein Verfahren der eingangs genannten Art gelöst, bei dem aus einer der letzten Hauptkontaktstufe vorgeschalteten Kontaktstufe ein Teilstrom des schwefeldioxid- und schwefeltrioxidhaltigen Gases abgezogen und dieser Teilstrom mit dem Ausgangsgas zu einem Kontaktgas mit einem Schwefeldioxidgehalt von mehr als 13 Vol.-% vermischt und in die erste Kontaktstufe zurückgeführt wird.

Bei der erfindungsgemäßen Verfahrensführung müssen den konzentrierten Ausgangsgasen im Vergleich zu den herkömmlichen Verfahren, bei denen der ersten Kontaktstufe weniger als 13 Vol.-% Schwefeldioxid enthaltende Gase aufgegeben werden, geringere Mengen an Verdünnungsgas zugeführt werden, so dass bei gleichen durch die Kontaktstufen geführten Volumenströmen eine

entsprechend größere Menge an Schwefelsäure generiert wird. In Abhängigkeit von dem Schwefeldioxidgehalt der Ausgangsgase kann, bei gleicher Dimensionierung der Anlage, eine Kapazitätssteigerung von mehr als 50 % erreicht werden. Eine Überhitzung des Katalysators in der ersten Kontaktstufe wird trotz der Aufgabe eines mehr als 13 Vol.-% Schwefeldioxid enthaltenden Kontaktgases zuverlässig vermieden, da durch das über den zurückgeführten Teilstrom eingeführte Schwefeltrioxid das thermodynamische Gleichgewicht der Oxidationsreaktion



in Richtung der Edukte verschoben wird. Dies ermöglicht einen geringeren Umsatz und führt zu einer niedrigeren Gastemperatur am Austritt der Kontaktstufe.

Ein weiterer Vorteil des erfindungsgemäßen Verfahrens, insbesondere auch gegenüber den bekannten Verfahren mit Rezirkulation von Schwefeltrioxid, liegt in der besseren Energieausnutzung. Durch die Rezirkulation wird die Wärmeenergie des rezirkulierten, teilumgesetzten und heißen Prozessgases zur Vorwärmung der Ausgangsgase genutzt, so dass lediglich eine entsprechend geringere Menge an Wärmeenergie extern zugeführt werden muss. Folglich kommt das erfindungsgemäße Verfahren mit kleineren Wärmetauschern aus.

Vorzugsweise wird der ersten Kontaktstufe ein Kontaktgas mit einem Schwefeldioxidgehalt von 14 bis 25 Vol.-% zugeführt. Auf diese Weise wird zum einen eine, bezogen auf den durch die einzelnen Kontaktstufen geführten Volumenstrom, hohe Ausbeute an Schwefelsäure erzielt. Zum anderen sind bei dieser Verfahrensführung zur Vermeidung einer Überhitzung des Katalysators noch keine so großen Mengen an Schwefeltrioxid in dem Kontaktgas

erforderlich, um den prozentualen Umsatz an Schwefeldioxid zu Schwefeltrioxid in der ersten Kontaktstufe ausreichend zu reduzieren.

Insbesondere bei der Verarbeitung hochprozentiger Ausgangsgase, die bspw. aus einer pyrometallurgischen Anlage stammen, mit einem Schwefeldioxidgehalt zwischen 25 und 66 Vol.-%, ist es zweckmäßig, dem Ausgangsgas vor der Zufuhr zu der ersten Kontaktstufe neben dem rezirkulierten Teilstrom Luft und/oder technischen Sauerstoff zuzuführen. Auf diese Weise kann der bevorzugte Schwefeldioxidgehalt des Kontaktgases von 14 bis 25 Vol.-% mit einem vergleichsweise geringen Teilstrom an teiloxydiertem Prozessgas aus einer nachfolgenden Kontaktstufe eingestellt werden. Dabei kann die Luft und/oder der technische Sauerstoff dem Ausgangsgas vor, gleichzeitig mit oder nach der Vermischung mit dem zurückgeführten Teilstrom zugeführt werden. Vorzugsweise wird das Verhältnis von Luft zu technischem Sauerstoff so gewählt, dass das volumetrische Verhältnis von O₂ zu SO₂ in dem Kontaktgas weniger als 1,2 und besonderes bevorzugt weniger als 0,8, aber mindestens 0,5 beträgt.

Zweckmäßigerweise beträgt der Volumenstrom des dem Ausgangsgas zugeführten Teilstroms an teiloxydiertem Prozessgas, bezogen auf den Volumenstrom des Kontaktgases, zwischen 10 und 50 %, bevorzugt 15 bis 35 %.

In Weiterbildung des Erfindungsgedankens wird vorgeschlagen, das Kontaktgas einem den Hauptkontakten vorgeschalteten Vorkontakt zuzuführen, aus dem Vorkontakt ein höchstens 13 Vol.-% Schwefeldioxid enthaltendes Prozessgas abzuziehen und dieses in die erste Kontaktstufe des ersten Hauptkontakts (Primärkontakt) einzuleiten. Bei dieser Verfahrensführung können die Hauptkontakte wie bei den herkömmlichen Verfahren betrieben werden. Dies ist insbesondere dann sinnvoll, wenn das erfindungsgemäße Verfahren in bereits

bestehenden, konventionellen Anlagen durchgeführt werden soll. Die notwendige Nachrüstung der konventionellen Anlage beschränkt sich dabei auf die Integration einer Vorkontaktstufe und der Rezirkulation.

5 Der Vorkontakt kann aus einer oder mehreren Kontaktstufen bestehen. Um den apparativen Aufwand gering zu halten, wird das Ausgangsgas vorzugsweise nur durch einen eine oder zwei Stufen aufweisenden Vorkontakt geführt.

10 Prinzipiell kann der dem Ausgangsgas zugemischte Teilstrom aus teiloxydiertem Prozessgas (Rezirkulationsgas) aus jeder der ersten bis vorletzten Kontaktstufe abgezogen werden. Um den Volumenstrom des Rezirkulationsgases möglichst gering zu halten, wird dieses jedoch vorzugsweise aus der letzten Kontaktstufe eines der Kontakte vor der Absorption abgezogen, also aus der letzten Kontaktstufe des Vorkontakts oder des ersten Hauptkontakts (Primärkontakt),
15 da das Prozessgas an diesen Stellen den größten Schwefeltrioxidgehalt aufweist.

20 Gemäß einer besonderen Ausführungsform der vorliegenden Erfindung wird das aus dem Vorkontakt austretende Prozessgas vor der Einleitung in den ersten Hauptkontakt (Primärkontakt) durch einen Vorabsorber geführt, in dem in einer dem Fachmann bekannten Weise Schwefeltrioxid wenigstens teilweise, vorzugsweise vollständig, aus dem Prozessgas entfernt und in Schwefelsäure umgewandelt wird. Des weiteren wird vorgeschlagen, alternativ oder zusätzlich dazu, das aus dem ersten Hauptkontakt (Primärkontakt) austretende
25 Prozessgas vor der Einleitung in den zweiten Hauptkontakt (Sekundärkontakt) durch einen Zwischenabsorber zu führen, um das in dem ersten Hauptkontakt (Primärkontakt) generierte Schwefeltrioxid aus dem Prozessgas zu entfernen und in Schwefelsäure umzusetzen. Analog dazu wird das aus dem zweiten Hauptkontakt (Sekundärkontakt) austretende Prozessgas erfindungsgemäß
30 durch einen Endabsorber geführt, bevor das im Wesentlichen schwefeltrioxid-

und schwefeldioxidfreie Prozessgas aus der Anlage abgeführt wird. Die in den einzelnen Absorbern generierte Schwefelsäure kann dann entweder einzeln oder miteinander vermischt aus der Anlage abgezogen werden.

5 Ein besonderer Vorteil des erfindungsgemäßen Verfahrens liegt in der Möglichkeit, neben Schwefelsäure einer herkömmlichen Qualität auch qualitativ höherwertige und damit wesentlich höherpreisigen Schwefelsäure herstellen zu können. Bei Vorsehen einer Vor-, Zwischen- und Endabsorption werden die in den Ausgangsgasen enthaltenen Verunreinigungen, welche insbesondere in
10 pyrometallurgisch erzeugten Ausgangsgasen in nicht unbeträchtlichen Mengen enthalten sind, nahezu vollständig während der Vorabsorption aus den Prozessgasen entfernt, so dass die in der Zwischen- und Endabsorption erzeugte Schwefelsäure, welche etwa 30 % der mit dem Verfahren insgesamt produzierten Schwefelsäure entspricht, eine im Vergleich mit der in
15 herkömmlichen Verfahren hergestellten Säure höhere Qualität aufweist.

In Weiterbildung des Erfindungsgedankens wird ferner vorgeschlagen, nur einen Teil des aus dem Vorkontakt austretenden Prozessgases vor der Einleitung in den ersten Hauptkontakt (Primärkontakt) durch einen Vorabsorber zu leiten, während der restliche Teil des SO_3 -haltigen Prozessgases über eine
20 Bypassleitung direkt in den Hauptkontakt geführt wird. Damit lässt sich der Anteil an höherwertiger Schwefelsäure auf bis zu 60 % erhöhen.

Gemäß einer weiteren Ausgestaltung der Erfindung wird das aus dem
25 Endabsorber austretende Gas einer Gaswäsche, insbesondere mit Wasserstoffperoxid, Ammoniak oder Natronlauge als Neutralisationsmittel für das Schwefeldioxid, unterzogen. Bei dieser Ausführungsform ist es sogar möglich, auf den Vorkontakt ganz zu verzichten, da der Nachteil der zunächst höheren SO_2 -Emission durch die Gaswäsche nach den jeweiligen
30 Anforderungen ausgeglichen werden kann.

Erfindungsgemäß wird der Teilstrom vor der Absorption entnommen und vor der Rückführung in die erste Kontaktstufe auf eine Temperatur $< 500\text{ }^{\circ}\text{C}$ gekühlt.

5 Gemäß einer bevorzugten Ausgestaltung der Erfindung wird das zurückgeführte
Rezirkulationsgas zur Regelung der Gasaustrittstemperatur aus der ersten
Kontaktstufe verwendet. Je größer der in die erste Kontaktstufe zurückgeführte
Teilstrom an teilumgesetzten Gas gewählt wird, desto mehr Schwefeltrioxid tritt
10 in die Kontaktstufe ein, so dass entsprechend weniger Schwefeldioxid oxidiert
und sich eine entsprechend niedrigere Gasaustrittstemperatur einstellt.

Des weiteren betrifft die vorliegende Erfindung eine Anlage zur Herstellung von
Schwefelsäure aus schwefeldioxidreichen Gasen, welche insbesondere zur
Durchführung des erfindungsgemäßen Verfahrens geeignet ist.

15 Erfindungsgemäß weist die Anlage wenigstens zwei nacheinander angeordnete
Hauptkontaktstufen (Primär- und Sekundärkontakt) und wenigstens einen
Absorber auf, wobei dem ersten Hauptkontakt (Primärkontakt) ein Vorkontakt
vorgesaltet ist und wobei der Eintrittsbereich des Vorkontakts mit dem
20 Austrittsbereich einer der letzten Kontaktstufe des zweiten Hauptkontakts
(Sekundärkontakt) vorgeschalteten Kontaktstufe verbunden ist.

Nach einer bevorzugten Ausführungsform weist eine Rezirkulationsleitung zur
Zurückführung des eines Teilstroms des aus dem Vorkontakt austretenden
25 Prozessgases ein Heißgasgebläse.

Vorzugsweise führt die Rezirkulationsleitung von dem Austrittsbereich der
letzten Kontaktstufe des ersten Hauptkontakts (Primärkontakt) oder von dem
Austrittsbereich der letzten Kontaktstufe des Vorkontakts zu dem Eintrittsbereich
30 des Vorkontakts.

In Weiterbildung des Erfindungsgedankens wird vorgeschlagen, dass der Vorkontakt eine oder zwei, der erste Hauptkontakt (Primärkontakt) eine bis drei sowie der zweite Hauptkontakt (Sekundärkontakt) eine oder zwei Kontaktstufen aufweist. Selbstverständlich können auch mehr als zwei Hauptkontakte vorgesehen sein und/oder die einzelnen Kontakte mehr als zwei bzw. drei Kontaktstufen aufweisen. Prinzipiell können die einzelnen Kontaktstufen jedes dem Fachmann zu diesem Zweck bekannte Katalysatormaterial aufweisen. Bevorzugt sind jedoch konventionelle Katalysatoren, bspw. solche auf Basis von Vanadiumpentoxid mit oder ohne Zusatz an Caesium oder auf Basis anderer Metalloxide, wie Eisenoxid, vorgesehen.

Des weiteren wird erfindungsgemäß vorgeschlagen, zwischen dem Vorkontakt und dem ersten Hauptkontakt (Primärkontakt) einen Vorabsorber, zwischen dem ersten und zweiten Hauptkontakt (Sekundärkontakt) einen Zwischenabsorber und nach dem zweiten Hauptkontakt (Sekundärkontakt) einen Endabsorber anzuordnen.

Gemäß einer weiteren bevorzugten Ausführungsform der vorliegenden Erfindung ist zwischen dem Vorkontakt und dem ersten Hauptkontakt (Primärkontakt) eine an dem Vorabsorber vorbeiführende Bypassleitung vorgesehen, über welche ein Teil des oder das gesamte aus dem Vorkontakt austretende Prozessgas an dem Vorabsorber vorbei direkt in die erste Stufe des ersten Hauptkontakts (Primärkontakt) geführt werden kann.

Ferner kann eine an dem Vorkontakt vorbeiführende Bypassleitung vorgesehen sein, durch die ein Teil des oder das gesamte Kontaktgas an dem Vorkontakt vorbei direkt in die erste Stufe des ersten Hauptkontakts (Primärkontakt) geführt werden kann.

Die Erfindung wird nachfolgend anhand von Ausführungsbeispielen und der Zeichnung näher erläutert. Dabei bilden alle beschriebenen und/oder bildlich dargestellten Merkmale den Gegenstand der Erfindung, unabhängig von ihrer Zusammenfassung in den Ansprüchen oder deren Rückbeziehung.

5

Kurzbeschreibung der Zeichnungen



Fig. 1 zeigt ein Prozessdiagramm eines Verfahrens und einer Anlage nach dem Stand der Technik;

10

Fig. 2 zeigt ein Prozessdiagramm eines Verfahrens und einer Anlage gemäß eines ersten Ausführungsbeispiels der vorliegenden Erfindung;

15

Fig. 3 zeigt ein Prozessdiagramm eines Verfahrens und einer Anlage gemäß eines zweiten Ausführungsbeispiels der vorliegenden Erfindung;



20

Fig. 4 zeigt ein Prozessdiagramm eines Verfahrens und einer Anlage gemäß eines dritten Ausführungsbeispiels der vorliegenden Erfindung;

Fig. 5 zeigt ein Prozessdiagramm eines Verfahrens und einer Anlage gemäß eines vierten Ausführungsbeispiels der vorliegenden Erfindung;

25

Fig. 6 zeigt ein Prozessdiagramm eines Verfahrens und einer Anlage gemäß eines fünften Ausführungsbeispiels der vorliegenden Erfindung;

30

Fig. 7 zeigt ein Prozessdiagramm eines Verfahrens und einer Anlage gemäß eines sechsten Ausführungsbeispiels der vorliegenden Erfindung;

5 Fig. 8 zeigt ein Prozessdiagramm eines Verfahrens und einer Anlage gemäß eines siebten Ausführungsbeispiels der vorliegenden Erfindung.

Detaillierte Beschreibung der bevorzugten Ausführungsformen

10

Die in Fig. 1 dargestellte konventionelle Anlage zur Herstellung von Schwefelsäure gemäß dem Stand der Technik, wie er bspw. in Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry beschrieben ist, besteht aus einem Gastrockner 1, zwei Hauptkontakten 2, 3, einem Zwischenabsorber 4 und einem
15 Endabsorber 5. Während der erste Hauptkontakt 2 (Primärkontakt) aus drei, jeweils einen Katalysator auf Basis von Vanadiumpentoxid aufweisenden Kontaktstufen (Horden) 6₁ bis 6₃ besteht, sind in dem zweiten Hauptkontakt 3 (Sekundärkontakt) zwei Kontaktstufen 6₄, 6₅ vorgesehen. Zwischen den einzelnen Kontaktstufen 6₁ bis 6₅ ist jeweils ein Zwischenkühler (nicht
20 dargestellt) angeordnet, in dem das die vorhergehende Kontaktstufe 6₁ bis 6₄ verlassende Prozessgas auf eine für den Eintritt der jeweils nächsten Kontaktstufe 6₂ bis 6₅ geeignete Temperatur heruntergekühlt wird.

25

Ausgangsgas mit mehr als 13 Vol.-% Schwefeldioxid, welches bspw. in einer pyrometallurgischen Anlage erzeugt wurde, wird in Leitung 7 herangeführt und mit über Leitung 8 eingeleiteter Verdünnungsluft auf eine Schwefeldioxidkonzentration von weniger als 13 Vol.-% verdünnt und dem Gastrockner 1 zugeführt. Anschließend wird die getrocknete Gasmischung aus dem Gastrockner 1 über Leitung 9 abgezogen und in einem Wärmeaustauscher
30 (nicht dargestellt) auf die Eintrittstemperatur der ersten Kontaktstufe 6₁

vorgewärmt, bevor die Gasmischung zur Oxidation der Reihe nach durch die drei Kontaktstufen 6₁ bis 6₃ des ersten Hauptkontakts 2 (Primärkontakt) geführt wird. Aus dem ersten Hauptkontakt 2 (Primärkontakt) austretendes Gas wird über Leitung 10 dem Zwischenabsorber 4 zugeführt und dort mit wasserhaltiger Schwefelsäure kontaktiert, wobei ein Großteil des in dem ersten Hauptkontakt (Primärkontakt) gebildeten Schwefeltrioxids unter Bildung von Schwefelsäure absorbiert wird. Anschließend wird das restliche Gas über Leitung 11 dem zweiten Hauptkontakt 3 (Sekundärkontakt) zugeführt und der Reihe nach durch dessen zwei Kontaktstufen 6₄ und 6₅ geführt. Aus dem zweiten Kontakt 3 austretendes Gas wird über Leitung 12 dem Endabsorber 5 zugeführt, in dem das gebildete Schwefeltrioxid zu Schwefelsäure umgesetzt wird. Während das Abgas über den Kamin 13 aus der Anlage ausgetragen wird, wird die in dem Zwischenabsorber 4 und dem Endabsorber 5 erzeugte Schwefelsäure zusammengeführt und als einzelner Stoffstrom über die Produktabfuhrleitung 14 aus der Anlage ausgeschleust.

Wie aus der Fig. 2 ersichtlich, umfasst die Anlage gemäß eines ersten Ausführungsbeispiels der vorliegenden Erfindung die Bauteile der zuvor beschriebenen konventionellen Vorrichtung, die der Einfachheit halber mit denselben Bezugszeichen versehen werden.

Ferner weist die Anlage einen den Hauptkontakten 2, 3 vorgeschalteten einstufigen Vorkontakt 15, einen Vorabsorber 16, eine Zuleitung 17 für technischen Sauerstoff sowie eine mit einem Heißgasgebläse 18 ausgestattete Rezirkulationsleitung 19 für teiloxidiertes Gas auf. Dabei zweigt die Rezirkulationsleitung 19 von der von dem ersten Hauptkontakt 2 (Primärkontakt) aus zu dem Zwischenabsorber 4 führenden Leitung 10 ab und mündet in die zu dem Vorkontakt 15 führende Leitung 20. Der Vorkontakt 15 weist vorzugsweise den gleichen Katalysator auf wie die einzelnen Kontaktstufen 6 der Hauptkontakte 2, 3.

Ausgangsgas mit mehr als 13 Vol.-% Schwefeldioxid, bspw. aus einer pyrometallurgischen Anlage, wird über Leitung 7 herangeführt, mit Luft über Leitung 8 sowie mit technischem Sauerstoff über Leitung 17 vermischt. Daraufhin wird das Gasgemisch durch den Gastrockner 1 geführt und anschließend in einem Wärmetauscher (nicht dargestellt) vorgewärmt. Schließlich wird dem vorgewärmten Gasgemisch über die Rezirkulationsleitung 19 teiloxydiertes Gas (Teilstrom T) aus dem ersten Hauptkontakt 2 (Primärkontakt) zugeleitet, bevor die resultierende Mischung über Leitung 20 in den Vorkontakt 15 eintritt.

Die einzelnen Volumenströme der zugeführten Gase sowie die Bedingungen in dem Wärmetauscher werden dabei so eingestellt, dass das in den Vorkontakt 15 eintretende Gas einerseits eine für die Oxidationsreaktion optimale Eintrittstemperatur, welche bei Verwendung eines Vanadiumpentoxidkatalysators bei etwa 425 °C liegt, und andererseits einen Schwefeldioxid- und Schwefeltrioxidgehalt aufweist, durch den ein Temperaturanstieg in dem Vorkontakt 15 auf einen über dem für den Katalysator schädlichen Schwellenwert von 640 °C liegenden Wert verhindert wird. Gleichzeitig wird durch den Schwefeldioxid- und Schwefeltrioxidgehalt die Reaktion so gesteuert, dass das Prozessgas nach der Vorkontaktstufe einen für einen energetisch optimalen Betrieb der konventionellen Hauptkontakte 2, 3 hinreichenden, aber nicht über 13 Vol.-% hinausgehenden Gehalt an Schwefeldioxid aufweist. Die Regelung der Gasaustrittstemperatur erfolgt dabei insbesondere über die Rezirkulationsmenge. Die Gastemperatur am Austritt des Vorkontaktes wird erfasst (Istwert), mit dem Sollwert verglichen und entsprechend die Größe des rezirkulierten Teilstroms (Stellgröße) durch Betätigung eines Ventils oder dgl. (Stellglied) eingestellt. Durch Erhöhung der Rezirkulationsmenge wird der Schwefeldioxidgehalt des in den Vorkontakt 15 eintretenden Gases bei gleichzeitiger Erhöhung der

Schwefeltrioxidkonzentration reduziert, so dass in der Kontaktstufe ein geringerer Umsatz an Schwefeldioxid und somit eine geringere Gasaustrittstemperatur resultiert. Um die vorgenannten Bedingungen zu erfüllen, werden die entsprechenden Volumenströme der Gase so gewählt, dass
5 der Schwefeldioxidgehalt des verdünnten, dem Gastrockner 1 zugeführten Gases vorzugsweise zwischen 13 und 40 Vol.-%, vorzugsweise zwischen 20 und 30 Vol.-% beträgt sowie die dem Vorkontakt 15 zugeführte Mischung einen Schwefeldioxidgehalt zwischen 15 und 21 Vol.-% und einen Schwefeltrioxidgehalt zwischen 1 und 5 Vol.-% aufweist.

10 Aus dem Vorkontakt 15 austretendes Gas wird dann über die Leitung 21 dem Vorabsorber 16 zugeführt, in dem das in dem Vorkontakt 15 gebildete Schwefeltrioxid in konzentrierter Schwefelsäure absorbiert wird. Das von dem Vorabsorber 16 abgezogene Gas weist vorzugsweise einen
15 Schwefeldioxidgehalt von 8 bis 12 Vol.-% auf und wird über Leitung 9 in die Hauptkontakte 2, 3 geführt, in denen das Gas, mit Ausnahme der Rückführung des Teilstroms T, wie zu Fig. 1 beschrieben weiterverarbeitet wird. Die in den drei Absorbern 4, 5, 16 erzeugte Schwefelsäure wird zusammengeführt und aus der Anlage über die Produktabfuhrleitung 14 abgezogen.

20 Mit dieser Anlage kann im Vergleich zu der in Fig. 1 dargestellten herkömmlichen Anlage bei einem jeweils etwa gleich großen durch den ersten Hauptkontakt 2 (Primärkontakt) geführten Gasstrom eine um 50 % größere Gasmenge aus der Pyrometallurgie (dies entspricht einer Erhöhung der
25 Metallproduktion um 50 %) verarbeitet und entsprechend 50 % mehr Schwefelsäure pro Zeiteinheit produziert werden. Da sich der apparative Mehraufwand auf den Vorkontakt 15, den Vorabsorber 16 sowie die Rezirkulationsleitung 19 mit entsprechender Regelung beschränkt, sind die Investitionskosten für eine erfindungsgemäße Nachrüstung einer konventionellen
30 Anlage erheblich geringer als die Kosten für eine separate konventionelle

Neuanlage, die für eine entsprechende 50 %ige Kapazitätssteigerung erforderlich wäre. Analog dazu sind auch die Kosten für eine erfindungsgemäße Neuanlage mit einer entsprechenden Kapazität signifikant geringer als die für eine auf gleiche Kapazität ausgelegte konventionelle Neuanlage.

5

Abgesehen von den geringeren Anlagekosten liegt ein weiterer Vorteil der erfindungsgemäßen Anlage darin, dass diese gegenüber einer konventionellen Anlage mit wesentlich geringeren Betriebskosten betrieben werden kann, was einerseits auf einen geringeren spezifischen Bedarf an elektrischer Energie, vor allem aber auf eine höhere spezifische zurückgewinnbare thermische Energie zurückzuführen ist.

10

Ein weiterer Vorteil des erfindungsgemäßen Verfahrens liegt darin, dass aufgrund des durch die Verarbeitung von Ausgangsgasen mit hoher SO₂-Konzentration und daraus resultierender hoher SO₃-Konzentration nach der Oxidation eine direkte Erzeugung von Oleum mit hohem Gehalt an freiem SO₃ von bspw. über 35 % möglich ist. Solches Oleum kann in konventionellen Anlagen bei Konzentrationen des SO₂-Eingangsgases unter 13 Vol.-% nur durch zusätzliche Einrichtungen, wie z.B. Destillations- und Kondensationsapparate hergestellt werden.

15

20

Des weiteren ermöglicht das erfindungsgemäße Verfahren eine effiziente und kostengünstige Niedertemperatur-Wärmerückgewinnung. Die Absorption von SO₃ und die Bildung konzentrierter Schwefelsäure ist exotherm und erfordert in der Regel die Abführung großer Wärmemengen (ca. 2 Millionen kJ pro Tonne produzierter H₂SO₄), bspw. durch Kühlwasser. Durch Einsatz von sogenannten Wärmerückgewinnungsverfahren (Heat recovery systems) kann ein wesentlicher Teil dieser Wärmemenge in Niederdruckdampf überführt werden. Dieser Anteil ist umso größer je höher die SO₂-Konzentration im Eingangsgas ist, so dass das erfindungsgemäße Verfahren besondere Vorteile bietet.

25

30

Im Unterschied zu der in Fig. 2 gezeigten Vorrichtung weist die in Fig. 3 dargestellt Anlage einen Vorkontakt 15 mit zwei Kontaktstufen 22₁, 22₂ auf. Ferner zweigt die Rezirkulationsleitung 19 bei diesem Ausführungsbeispiel von der von der zweiten Vorkontaktstufe 22₂ aus zu dem Vorabsorber 16 führenden Leitung 21 ab und mündet in die zu dem Vorkontakt 15 führende Leitung 20. Wiederum weisen die Vorkontaktstufen 22₁, 22₂ vorzugsweise den gleichen Katalysator auf wie die einzelnen Stufen 6₁ bis 6₅ der Hauptkontakte 2, 3.

Auch mit dieser Anlage wird im Vergleich zu der in Fig. 1 dargestellten Anlage eine Kapazitätssteigerung von etwa 50 % erreicht. Ein weiterer Vorteil dieser Anordnung liegt in der vollständigen Entkopplung der aus Vorkontakt 15, Rezirkulationsleitung 19 und Vorabsorber 16 bestehenden Vorkontaktvorrichtung von der einer konventionellen Anlage entsprechenden, nachgeschalteten Vorrichtung. Dadurch lassen sich die Investitionskosten für eine Neuanlage bzw. für die Nachrüstung einer bestehenden Anlage weiter reduzieren. Außerdem reduziert sich bei diesem Ausführungsbeispiel auch die durch die beiden Hauptkontakte 2, 3 zu führende Gesamtgasmenge, so dass die dadurch erzielten Einsparungen an den Hauptkontakten 2, 3 die Mehrkosten für den Vorkontakt kompensieren.

Die in der Fig. 4 dargestellte Anlage unterscheidet sich von dem in Fig. 2 gezeigten Ausführungsbeispiel dadurch, dass die in dem Vorabsorber 16 gebildete Schwefelsäure nicht mit der in den nachfolgenden Zwischen- 4 und Endabsorbern 5 generierten Säure zusammengefasst wird, sondern davon getrennt über Leitung 23 aus der Anlage abgezogen wird. Da die in den Ausgangsgasen enthaltenden Verunreinigungen nahezu vollständig in der ersten Vorabsorptionsstufe 16 in die Schwefelsäure gelangen, weist die in dem Zwischen- 4 und Endabsorber 5 generierte Schwefelsäure, welche etwa 30 % der insgesamt in der Anlage erzeugten Schwefelsäuremenge entspricht, im

Vergleich zu der in den entsprechenden Absorbern einer konventionellen Anlage erzeugten Schwefelsäure, eine höhere Qualität auf, ohne dass kostenrelevante Maßnahmen im Bereich der Gasreinigung erforderlich sind. Dadurch wird die Wirtschaftlichkeit des Verfahrens weiter erhöht.

5

Bei dem Verfahren gemäß Fig. 4 ist zudem vor dem Vorkontakt 15 eine weitere Trocknung der Gase in einem Nachrockner 24 vorgesehen, wodurch der Anteil der produzierten höherwertigeren Qualitätssäure weiter erhöht werden kann.

10

In der in Fig. 5 gezeigten Anlage ist im Vergleich zu der in Fig. 4 dargestellten zwischen dem Vorkontakt 15 und dem ersten Hauptkontakt 2 (Primärkontakt) eine über ein Stellventil 30 oder dgl. regelbare Bypassleitung 25 vorgesehen, über welche ein Teil der aus dem Vorkontakt 15 austretenden Prozessgase an dem Vorabsorber 16 vorbei in die nachfolgende Kontaktstufe 2 der konventionellen Anlage geführt werden kann. Dadurch lässt sich der Anteil der qualitativ höherwertigen Schwefelsäure im Vergleich zu dem in Fig. 4 dargestellten Verfahren noch weiter steigern, und zwar auf bis zu 60 %. Durch den Einsatz des zweiten Gastrockners 24 wird der Anteil an qualitativ höherwertiger Säure auch hier noch weiter erhöht.

15

20

Die in Fig. 6 dargestellte Anlage unterscheidet sich von dem in Fig. 2 gezeigten Ausführungsbeispiel dadurch, dass eine um den Vorkontakt 15 und den Vorabsorber 16 herumführende Bypassleitung 26 vorgesehen ist, über die ein Teil oder das gesamte Ausgangsgas nach der Vorwärmung, wie bei einer konventionellen Anlage, direkt in den ersten Hauptkontakt 2 (Primärkontakt) geleitet werden kann.

25

Eine solche Verfahrensführung ist dann vorteilhaft, wenn die Anlage über eine gegebene Zeitspanne mit Ausgangsgasen unterschiedlicher Schwefeldioxidkonzentration betrieben wird. Insbesondere bei der

30

pyrometallurgischen Konvertierung der Metallschmelze zum Metall entstehen gleichzeitig auch Abgase mit geringerer SO_2 -Konzentration (bspw. 5-15 Vol.-% SO_2). Diese geringer konzentrierten Gase fallen je nach dem benutzten metallurgischen Verfahren entweder periodisch-diskontinuierlich ("Batch"-
5 Prozess, bspw. Peirce-Smith-Konverter) an, oder auch kontinuierlich (bspw. Outokumpu-Flashkonverter), wobei die kontinuierlich arbeitenden metallurgischen Verfahren unter Benutzung von mit Sauerstoff angereicherter Luft ebenso stärker konzentrierte Abgase mit einem Schwefeldioxidgehalt von 20-30 Vol.-% liefern.

10

Im Falle der Verarbeitung gering konzentrierter Gase, etwa lediglich 13 Vol.-% oder weniger Schwefeldioxid enthaltender Ausgangsgase, würde in der Vorkontaktstufe 15 so viel Schwefeldioxid oxidiert werden, dass das dem ersten Hauptkontakt 2 (Primärkontakt) zugeführte Prozessgas eine zu geringe SO_2 -
15 Konzentration für eine autotherme Arbeitsweise aufweisen würde, d.h. die verbleibende SO_2 -Konzentration wäre zu gering, um die Wärmebilanz aufrecht erhalten zu können.

15

Bei der Anlage gemäß der vorliegenden Ausführungsform können hingegen auch gering konzentrierte Ausgangsgase befriedigend verarbeitet werden, indem nur soviel SO_2 -haltiges Gas über den Vorkontakt 15 geführt wird, dass das nach Vereinigung des durch die Bypassleitung 26 und des durch den Vorkontakt 15 geführten Teilstroms gebildete Eintrittsgas für die erste Hauptkontaktstufe 6₁ (Primärkontakt) noch mindestens 5-6 Vol.-%
25 Schwefeldioxid enthält. Bei dieser Verfahrensführung wird sowohl die Gasrezirkulation aufrechterhalten als auch der Vorkontakt 15 durch Zufuhr von SO_2 -haltigem Gas auf der notwendigen Reaktionstemperatur gehalten, was für die ggf. nachfolgende Verarbeitung hochkonzentrierter Gase vorteilhaft ist. Dabei kann die durch die Bypassleitung 26 strömende Gasmenge über die
30 Schwefeldioxidkonzentration des in die erste Hauptkontaktstufe (Primärkontakt)

20

25

30

geführten Prozessgases geregelt werden, wobei die Rezirkulationsmenge auf ein Minimum reduziert wird.

Bei der in Fig. 7 dargestellten Anlage sind die Vorkontaktvorrichtungen, also Vorkontakt 15, Vorabsorber 16 und Rezirkulationsleitung 19, vollständig von der nachgeschalteten konventionellen Anlage entkoppelt. Ferner weist die Anlage ein separates Zufuhrsystem, bestehend aus Zuleitung 27, Gastrockner 28 und Wärmetauscher (nicht dargestellt), für Ausgangsgase mit einem geringen Schwefeldioxidgehalt direkt in den ersten Hauptkontakt 2 (Primärkontakt) auf. Bei dieser Ausführungsform ist es somit möglich, parallel ein bezüglich Schwefeldioxid hochkonzentriertes und gleichzeitig ein niedrigkonzentriertes Gas zu verarbeiten, indem das hochkonzentrierte Ausgangsgas, das bspw. aus einem Cu-Smelter kommt, zunächst durch den Vorkontakt 15 und den nachgeschalteten Vorabsorber 16 geführt wird, bevor das so generierte, schwefeldioxidarme Prozessgas zusammen mit dem über die Zufuhrleitung 29 zugeführte niedrigkonzentrierten Ausgangsgas, bspw. aus Peirce-Smith-Konvertern, dem Hauptkontakt 2 (Primärkontakt) aufgegeben wird. Durch Steuerung des Rezirkulationsstromes kann sowohl die Gasaustrittstemperatur in dem Vorkontakt auf unter 640 °C gehalten als auch die SO₂-Konzentration am Eintritt in den Hauptkontakt 2 (Primärkontakt) beeinflusst werden.

Im Unterschied zu den zuvor beschriebenen Ausführungsbeispielen der vorliegenden Erfindung weist die in der Fig. 8 dargestellten Anlage keinen Vorkontakt 15 auf, sondern unterscheidet sich von der in Fig. 1 illustrierten herkömmlichen Anlage durch die mit einem Heißgasgebläse 18 ausgestattete Rezirkulationsleitung 19 und eine vor dem Gastrockner 1 angeordnete Zufuhrleitung 17 für technischen Sauerstoff.

Bei diesem Verfahren wird die getrocknete und vorgewärmte Mischung aus hochkonzentriertem Ausgangsgas, technischem Sauerstoff, Luft und

Rezirkulationsgas, welche erfindungsgemäß mehr als 13 Vol.-% SO_2 enthält, direkt dem Hauptkontakt 2 (Primärkontakt) aufgegeben und durch die einzelnen Kontaktstufen 6_1 bis 6_5 beider Hauptkontakte 2, 3, bei Zwischenkühlung zwischen den einzelnen Stufen 6 und Zwischenabsorption des Schwefeltrioxids in dem Zwischenabsorber 4, geführt. Dabei werden die Gasströme vorzugsweise so eingestellt, dass das der ersten Kontaktstufe 6_1 zugeführte Prozessgas einen Schwefeldioxidgehalt von 13 bis 20 Vol.-% und einen Sauerstoffgehalt von 7 bis 20 Vol.-% aufweist. Die Austrittstemperatur des Prozessgases aus der ersten Kontaktstufe 6_1 kann wiederum durch die Menge an Rezirkulationsgas derart geregelt werden, dass ein Wert von 640°C nicht überschritten wird. Zwar ist die SO_2 -Emission bei dieser Verfahrensführung etwas höher als bei dem in Fig. 1 dargestellten, erfüllt aber noch immer die gängigen Umweltschutzanforderungen.

Optional kann die Anlage mit einer zusätzlichen Gaswaschanlage ausgerüstet werden, wobei dabei das aus dem Endabsorber 5 austretende Gas vor Eintritt in den Kamin 13 einer sogenannten Endgaswäsche unterzogen wird. Hierzu eignen sich Wasserstoffperoxid H_2O_2 (Peracidox-Verfahren) oder andere gängige alkalische Verfahren welche z.B. Ammoniak NH_3 oder Natronlauge NaOH als Neutralisationsmittel für das SO_2 benutzen. Damit kann dann der Nachteil der zunächst höheren SO_2 -Emission nach Belieben bzw. gemäß den Anforderungen ausgeglichen werden.

Mit dieser Anlage wird im Vergleich zu der in Fig. 1 dargestellten herkömmlichen Anlage bei einem jeweils etwa gleich großen durch den Hauptkontakt 2 (Primärkontakt) geführten Gasstrom etwa 30 % mehr Schwefelsäure pro Zeiteinheit produziert. Da sich der apparative Mehraufwand auf die Rezirkulationsleitung 19 und die Zufuhrleitung 17 von technischem Sauerstoff beschränkt, sind die Investitionskosten für die entsprechende Nachrüstung einer

konventionellen Anlage erheblich geringer als die Kosten für eine separate konventionelle Neuanlage mit 30 %-iger Kapazitätssteigerung.

5 Analog dazu sind auch die Kosten für eine erfindungsgemäße Neuanlage mit einer entsprechenden Kapazität signifikant geringer als die für eine auf gleiche Kapazität ausgelegte konventionelle Neuanlage. Setzt man für eine neue konventionelle Anlage Investitionskosten von 100 % an, lägen die Kosten für eine neue Anlage mit einer 30 % höheren Kapazität bei etwa 120 %, dieselben Kosten für eine Anlage gemäß des vorliegenden Ausführungsbeispiels hingegen
10 nur bei ca. 110%.

Abgesehen von den geringeren Anlagekosten liegt ein weiterer Vorteil der erfindungsgemäßen Anlage in den signifikant geringeren Betriebskosten, was
15 einerseits auf einen geringeren spezifischen Bedarf an elektrischer Energie, vor allem aber auf eine höhere spezifische zurückgewinnbare thermische Energie zurückzuführen ist. Neben den niedrigeren Betriebskosten führt das erfindungsgemäße Verfahren demnach auch zu erheblich verringerten Kapitalkosten und somit insgesamt zu wesentlich reduzierten Herstellungs- oder
20 Verarbeitungskosten für die produzierte Schwefelsäure.

Fig. 9 zeigt eine typische praktische Ausführung des erfindungsgemäßen Verfahrens mit Details der Zwischenkühlung und Energiemanagement der Anlage.

25 Nassgereinigtes Gas aus einer Gasreinigungsanlage 900 wird in den Gastrockenturm 901 geführt (80.900 Nm³/h; 22,25 Vol.-% SO₂, 12,39 Vol.-% O₂) mit einem Mol-Verhältnis O₂/SO₂ von lediglich 0,557, d.h. geringfügig über dem stöchiometrischen Bedarf von 0,5. Mittels eines Hauptgebläses 902 wird das Gas auf Druck gebracht, ausreichend um den gesamten Gaswiderstand der
30 nachgeschalteten Anlage zu überkommen. Das Gas tritt in den Wärmetauscher

903 mit 100°C ein. Dieser Wärmetauscher ist vorzugsweise als Kombination eines liegenden Verschleißapparates und des stehenden Hauptaustauschers ausgeführt. Das Gas wird darin aufgeheizt auf 154 °C bevor es über die Gasleitung 904 in den Kontaktapparat 905 (Vorkontakt 15) gelangt. Weiter gelangt es in die Rohrseite des Wärmetauschers 906 und tritt von dort aus mit 452°C. Im unteren Teil wird nun vor Eintritt in die erste Kontakthorde rückgeführtes Gas über die Leitung 914 beigemischt, bevor das Gas zur 1. Horde (B1) des Vorkontaktes 15 gelangt. Hierdurch ergibt sich eine Gesamtgasmenge von 105.900 Nm³/h (18,45 Vol.-% SO₂; 10,47 Vol.-% O₂; 4,29 Vol.-% SO₃) zu dieser Horde (B1).

Das Gas strömt von unten in die erste Horde (B1) und verlässt diese mit 639°C bevor es in die Mantelseite des innenliegenden Wärmetauschers 906 eintritt. Darin wird das Gas vor Eintritt in die 2. Horde des Vorkontaktes (B2) bis auf 445°C gekühlt. In dieser Horde erwärmt sich das Gas auf 561°C und verlässt den Kontaktapparat 905 durch die Gasleitung 908 und tritt in den Verdampfer 909 ein. Darin wird ein Teil der Wärme aus dem System entfernt und zur Dampferzeugung benutzt. Aus dem Verdampfer tritt das Gas aus mit 211°C. Ein geringer Teil dieses Gases (25.000 Nm³/h) wird mittels der Leitung 913 dem Rezirkulationsgebläse 911 zugeführt und über die Leitung 914 zum Eintritt der 1. Kontakthorde (B1) rezirkuliert.

Der Rest des Gases (74.047 Nm³/h) gelangt über die Leitung 912 in den vorgenannten Wärmetauscher 903, wird dort auf 170 °C abgekühlt und mittels der Leitung 915 dem Vorabsorber 916 zugeführt. Das vorhandene SO₃ (18,17 Vol.-%) wird darin absorbiert, wobei der Absorber wegen der hohen SO₃-Konzentration vorzugsweise als Venturiabsorber ausgebildet ist. Durch die Absorption des SO₃ tritt eine Volumenänderung ein auf 60.595 Nm³/h (7,54 Vol.-% SO₂; 5,20 Vol.-% O₂). Die Gasmenge 917 beträgt nunmehr nur noch ca. 57 % der vorhergehenden Gasmenge durch den Vorkontakt (B1).

Die Gase verlassen den Vorabsorber mit 80°C über die Leitung 917 zur Vorwärmung im nachfolgenden Wärmetauscher 918, der vorzugsweise als geteilter Apparat (wie Pos. 903) ausgeführt ist. Der Kontaktapparat 905 kann im Bereich der Horden (B3) und (B4) mit wesentlich kleinerem Durchmesser ausgeführt werden, da die Gasmenge erheblich geringer ist als bei den Horden (B1) und (B2). Das auf 282°C vorgewärmte Gas wird nun über die Leitung 919 wieder in den Kontaktapparat 905 eingeführt, um in dem innenliegenden Wärmetauscher 907 rohrseitig auf die Eintrittstemperatur von 425°C für die 1. Kontakthorde (B3) des Primärkontaktes aufgewärmt zu werden. Das Gas durchströmt diese Katalysatorhorde (B3) vorzugsweise von unten nach oben und tritt von dort aus mit 573°C. Im Weiteren wird das Gas auf der Mantelseite des Wärmetauschers 907 auf 440°C abgekühlt, geeignet für den Eintritt in die 2. Horde des Primärkontaktes (B4). Durch die fortschreitende Katalyse erwärmt sich das Gas auf 488°C und wird jetzt mit der Leitung 920 aus dem Kontaktapparat 905 herausgeleitet und dem zweiten Kontaktapparat 921 zugeführt. Dort wird das Gas in den innenliegenden Wärmetauscher 922 mantelseitig geführt, um darin auf 430°C abzukühlen, vor Eintritt in die 3. Kontakthorde des Primärkontaktes (B5). Das Gas tritt aus dieser Horde aus mit 445°C und wird mittels der Leitung 924 aus dem Kontaktapparat 921 in den Wärmetauscher 925 geleitet, der vorzugsweise als geteilter Apparat (wie Pos. 903) ausgeführt ist.

Im Wärmetauscher 925 wird das Gas auf 237°C gekühlt, bevor es über die Leitung 926 in den Economiser 927 eingeleitet wird. Hierin wird nochmals überschüssige Wärme aus dem System entfernt und vorzugsweise an Wasser oder Dampf übertragen. Nach Abkühlung im Economiser 927 auf 170°C gelangt das Gas über die Leitung 928 in den Zwischenabsorber 929, in dem das gebildete SO₃ absorbiert wird (7,35 Vol.-% SO₃). Vom SO₃ befreit, verlässt das Gas den Zwischenabsorber 929 mit 80°C über die Leitung 930 als

Volumenstrom von 54.119 Nm³/h (0,51 Vol.-% SO₂; 1,77 Vol.-% O₂) zum Wärmetauscher 925 zur Vorwärmung für den nachfolgenden Nach- oder Sekundärkontakt.

5 Den Wärmetauscher 925 verlässt das Gas mit 316°C über die Leitung 931. Vor
Wiedereintritt in den Kontaktapparat 921 wird das Gas in zwei Teilströme 932
und 933 aufgeteilt. Der erste Teilgasstrom 933 wird im innenliegenden
Wärmetauscher 922 rohrseitig auf 410°C aufgewärmt, während der zweite
10 Teilstrom 932 im innenliegenden Wärmetauscher 923 ebenso rohrseitig auf
410°C aufgeheizt wird. Im Kontaktapparat 921 werden die beiden Teilströme
wieder vereinigt, bevor sie der 1. Horde des Sekundärkontaktes (B6) zugeführt
werden.

15 Nach Durchgang durch diese Katalysestufe tritt das Gas mit 426°C in den
innenliegenden Wärmetauscher mantelseitig ein und wird darin vor Eintritt in die
2. Horde des Sekundärkontaktes (B7) auf 410°C abgekühlt. Die weitere
Umsetzung des verbleibenden SO₂ führt nur noch zu einer Temperaturerhöhung
von weniger als 1°C, so dass das Gas den Kontaktapparat 921 über die Leitung
934 mit 410°C verlässt.

20 Das Gas wird nun dem Wärmetauscher 918 zugeführt, in dem es auf 172°C
abgekühlt wird, um danach mittels der Leitung 935 in den Endabsorber 936 zu
gelangen. Hier wird das restliche SO₃ (0,5 Vol.-% SO₃) absorbiert und das Gas
dann via die Leitung 937 und den Kamin 938 mit 80°C in die Atmosphäre
25 abgegeben. Die Gasmenge beträgt hier noch 53.707 Nm³/h mit einem
theoretischen Restgehalt an SO₂ von 170 ppm vol., entsprechend 0,33 t SO₂ pro
t H₂SO₄.

Im folgenden wird die Erfindung anhand von sieben den Erfindungsgedanken demonstrierenden, diesen jedoch nicht einschränkenden Beispielen und eines Vergleichsbeispiels erläutert.

5 In allen Beispielen und dem Vergleichsbeispiel wurde jeweils gleiches, pyrometallurgisch erzeugtes Ausgangsgas mit folgender Zusammensetzung eingesetzt:

36 Vol.-% SO_2

10 4.5 Vol.-% O_2

2 Vol.-% CO_2

57,5 Vol.-% N_2 .

15 Dabei wurde das Ausgangsgas in dem Vergleichsbeispiel 1 in einer der Fig. 1 entsprechenden Anlage gemäß dem Stand der Technik und in den Beispielen 2 bis 8 jeweils in einer der Figur mit gleicher Nummerierung entsprechenden Anlage gemäß der vorliegenden Erfindung zu Schwefelsäure verarbeitet.

20 Die Volumenströme und Zusammensetzungen der relevanten Gasströme an den einzelnen Anlageteile sowie die Mengen an erzeugter Schwefelsäure und absorbiertem Schwefeltrioxid sind in der Tabelle 1 zusammengefasst. Dabei entsprechen die in Spalte 1 der Tabelle 1 für die einzelnen Stoffströme angegebenen Nummern den in den Zeichnungen verwendeten Bezugszeichen derjenigen Anlageteile, wie Leitungen, Absorbern etc., durch welche die
25 entsprechenden Stoffströme geführt werden.

In der Tabelle 2 sind für die einzelnen Beispiele die Temperaturen in den einzelnen Kontaktschichten sowie die Umsätze der Oxidationsreaktion angegeben.

30

Schließlich ist in der Tabelle 3 für die einzelnen Beispiele der spezifische Verbrauch an Betriebsmitteln und Emissionen zusammengefasst.

5 Wie sich aus der Tabelle 1 ergibt, wird mit Ausnahme von Beispiel 6 mit allen
erfindungsgemäß durchgeführten Verfahren mehr Schwefelsäure pro Zeiteinheit
erhalten als mit dem Verfahren gemäß Stand der Technik. Dies liegt
insbesondere daran, dass bei dem erfindungsgemäßen Verfahren aufgrund des
geringeren notwendigen Verdünnungsgrades bis zu 50 % mehr Ausgangsgas
10 pro Zeiteinheit verarbeitet werden kann als mit dem Verfahren gemäß
Vergleichsbeispiel 1.

Wie der Tabelle 2 entnommen werden kann, lässt sich die
Gasaustrittstemperatur in den erfindungsgemäßen Beispielen auch in der
jeweils ersten Kontaktstufe, in welcher Kontaktgas mit einem
15 Schwefeldioxidgehalt von mehr als 13 Vol.-% aufgegeben wird, mühelos
unterhalb einer für den Vanadiumpentoxidkatalysator kritischen Wert regeln.
Dabei erfolgt die Regelung insbesondere durch Einstellung des Mengenstromes
an Rezirkulationsgas.

20 Schließlich zeigt Tabelle 3, dass bei fast allen erfindungsgemäßen Beispielen
die Betriebskosten unterhalb derer des Vergleichsbeispiels lagen. Insbesondere
konnte mit den Verfahren der Beispiele 2 bis 5 und 8 eine signifikant höhere
spezifische Wärmerückgewinnung erreicht. Gleichzeitig lagen auch die
spezifischen Emissionswerte unterhalb derer des Vergleichsbeispiels.

Bezugszeichenliste:

5	1	Gastrockner
	2	erster Hauptkontakt (Primärkontakt)
	3	zweiter Hauptkontakt (Sekundärkontakt)
	4	Zwischenabsorber
	5	Endabsorber
10	6	Hauptkontaktstufe
	7	Gasleitung zu dem Gastrockner
	8	Zufuhrleitung für Verdünnungsluft
	9	Zufuhrleitung zu dem ersten Hauptkontakt (Primärkontakt)
	10	Gasleitung zu dem Zwischenabsorber
15	11	Zufuhrleitung zu dem zweiten Hauptkontakt (Sekundärkontakt)
	12	Leitung zu dem Endabsorber
	13	Kamin
	14	Produktabfuhrleitung
	15	Vorkontakt
20	16	Vorabsorber
	17	Zuleitung für technischen Sauerstoff
	18	Heißgasgebläse
	19	Rezirkulationsleitung
	20	Zufuhrleitung zu dem Vorkontakt
25	21	Gasleitung zu dem Vorabsorber
	22	Vorkontaktstufe
	23	Abfuhrleitung aus Vorabsorber
	24	Nachtrockner
	25	Bypassleitung um Vorabsorber
30	26	Bypassleitung um Vorkontakt

- 27 Zuleitung für Ausgangsgas mit weniger als 13 Vol.-% SO₂
- 28 zweiter Gastrockner
- 29 Zuleitung
- 30 Stellventil

5

T rezirkulierter Teilstrom

Tabelle 1 (Gasdaten)

Nr.		Vergleichs- beispiel 1	Beispiel 2	Beispiel 3	Beispiel 4	Beispiel 5	Beispiel 6	Beispiel 7	Beispiel 8
	Ausgangsgas (Pyrometallurgisches Starkgas)								
	Konzentrationen								
	SO ₂ (Vol.-%)	36	36	36	36	36	14	36	36
	O ₂ (Vol.-%)	4,5	4,5	4,5	4,5	4,5	4,5	4,5	4,5
	CO ₂ (Vol.-%)	2	2	2	2	2	2	2	2
	N ₂ (Vol.-%)	57,5	57,5	57,5	57,5	57,5	79,5	57,5	57,5
	Volumenstrom Nm ³ /h	50000	75000	75000	75000	75000	75000	50000	65000
8	Verdünnungsluft Nm ³ /h	97000	25000	24000	25000	25000	24000	25000	51000
17	Techn. Sauerstoff (90% O ₂) Nm ³ /h	0	7900	7300	7900	7900	0	0	5300
4	Gas nach Gastrockner								
	SO ₂ (Vol.-%)	12,24	25,02	25,4	25,02	25,02	10,61	24	19,29
	O ₂ (Vol.-%)	15,32	14,56	14,07	14,56	14,56	8,48	9,97	15,13
	CO ₂ (Vol.-%)	0,68	1,39	1,41	1,39	1,39	1,52	1,33	1,07
	N ₂ (Vol.-%)	71,75	59,03	59,11	59,03	59,03	79,4	64,7	64,51
	Nm ³ /h	147000	107900	106300	107900	107900	99000	75000	121300
	O ₂ / SO ₂	1,25	0,58	0,55	0,58	0,58	0,80	0,6227381	0,78
19	Rezirkulationsgas								
	SO ₂ (Vol.-%)	-	0,7	7,15	0,7	1,26	0,42	8,54	1,67
	SO ₃ (Vol.-%)	-	10,69	20,99	10,69	16,63	8,94	17,64	19,57
	O ₂ (Vol.-%)	-	2,86	4,86	2,86	2,95	3,50	1,85	6,64
	CO ₂ (Vol.-%)	-	1,97	1,56	1,97	1,82	1,63	1,45	1,18
	N ₂ (Vol.-%)	-	83,77	65,44	83,77	77,35	85,5	70,52	70,94
	Nm ³ /h	-	52000	44000	52000	43000	6000	22000	27000
20	Gas zum Vorkontakt								
	SO ₂ (Vol.-%)	-	17,11	20,06	17,11	18,25	8,24	20,49	-
	SO ₃ (Vol.-%)	-	3,48	6,15	3,48	4,75	2,08	4	-
	O ₂ (Vol.-%)	-	10,75	11,38	10,75	11,25	7,32	8,13	-
	CO ₂ (Vol.-%)	-	1,58	1,46	1,58	1,51	1,54	1,36	-
	N ₂ (Vol.-%)	-	67,08	60,97	67,08	64,25	80,82	66,02	-
	Nm ³ /h	-	159900	150300	159900	150900	25800	97000	-

Vergleichs-

		<u>beispiel 1</u>	<u>Beispiel 2</u>	<u>Beispiel 3</u>	<u>Beispiel 4</u>	<u>Beispiel 5</u>	<u>Beispiel 6</u>	<u>Beispiel 7</u>	<u>Beispiel 8</u>	
9	Gas zum 1. Hauptkontakt (Primärkontakt)	SO2 (Vol.-%)	12,24	10,79	9,05	10,79	11,47	8,94	9,02	16,08
		SO3 (Vol.-%)	0	0	0	0	5,46	0	0	3,56
		O2 (Vol.-%)	15,32	7,89	6,15	7,89	8,05	7,72	7,76	13,59
		CO2 (Vol.-%)	0,68	1,87	1,98	1,87	1,73	1,56	0,94	1,09
		N2 (Vol.-%)	71,75	79,45	82,83	79,45	73,29	81,78	82,28	65,68
	Nm³/h	147000	134999	75869	134999	132280	102394	106673	148300	
11	Gas zum 2. Hauptkontakt (Sekundärkontakt)	SO2 (Vol.-%)	0,58	0,79	0,65	0,79	1,51	0,47	0,48	2,07
		SO3 (Vol.-%)	0	0	0	0	0	0	0	0
		O2 (Vol.-%)	11,32	3,2	2,07	3,2	3,54	3,85	3,85	8,26
		CO2 (Vol.-%)	0,83	2,21	2,27	2,21	2,18	1,79	1,08	1,47
		N2 (Vol.-%)	87,28	93,8	95,01	93,8	92,77	93,9	94,59	88,2
	Nm³/h	120852	67898	66142	67898	68656	83720	92794	88711	
	Abgas zum Kamin	Nm³/h	119807	67109	65110	67109	67123	83142	92140	85967
	Umsatz	SO2 (ppm)	145	194	201	194	306	100	102	270
		%	99,91	99,95	99,95	99,95	99,92	99,92	99,96	99,90
14	H2SO4, normale Qualität	t/d	1935	2902	2902	1973	1321	1128	2338	2514
23	H2SO4, höhere Qualität	t/d	-	-	-	929	1580	-	-	-
16	SO3 absorbiert (Vorabsorber)	kg/h	-	67111	73641	67111	44958	6967	44349	-
4	SO3 absorbiert (Zwischenabs.)	kg/h	63276	29688	23537	29688	50050	30010	33586	78862
5	SO3 absorbiert (Endabsorber)	kg/h	2529	1910	1529	1910	3711	1397	1582	6641
26	Bypass um Vorkontakt	SO2 (Vol.-%)	-	-	-	-	-	10,61	-	-
		O2 (Vol.-%)	-	-	-	-	-	8,48	-	-
		CO2 (Vol.-%)	-	-	-	-	-	1,52	-	-
		N2 (Vol.-%)	-	-	-	-	-	79,4	-	-
		Nm³/h	-	-	-	-	-	79200	-	-

	Vergleichs- beispiel 1	Beispiel 2	Beispiel 3	Beispiel 4	Beispiel 5 53498	Beispiel 6	Beispiel 7	Beispiel 8
25 Bypass Vorabsorber	Nm³/h	-	-	-	-	-	-	-
Pyrometallurgisches Schwachgas Konzentrationen								
SO2 (Vol.-%)	-	-	-	-	-	-	7,5	-
O2 (Vol.-%)	-	-	-	-	-	-	14	-
CO2 (Vol.-%)	-	-	-	-	-	-	0	-
N2 (Vol.-%)	-	-	-	-	-	-	78,5	-
Volumenstrom	Nm³/h	-	-	-	-	-	40000	-

Tabelle 2 (Konverter Temperaturen und Umsätze)

Vergleichs-

	Beispiel 1	Beispiel 2	Beispiel 3	Beispiel 4	Beispiel 5	Beispiel 6	Beispiel 7	Beispiel 8
<u>Vorkontakt</u>								
1. Stufe (Eingang)	-	430	425	430	430	425	425	-
Umsatz SO2 (%)	-	16,9	23,4	16,9	20,6	20,1	16,3	-
1. Stufe (Ausgang)	-	640	640	640	640	577	639	-
Umsatz SO2 (%)	-	55,7	56,2	55,7	56,3	71,6	49,6	-
2. Stufe (Eingang)	-	-	445	-	-	-	445	-
Umsatz SO2 (%)	-	-	56,2	-	-	-	49,6	-
2. Stufe (Ausgang)	-	-	565	-	-	-	557	-
Umsatz SO2 (%)	-	-	74,6	-	-	-	67,4	-
<u>Primärkontakt</u>								
1. Stufe (Eingang)	425	425	425	425	425	425	425	425
Umsatz SO2 (%)	0	0	0	0	32,2	0	0	18,1
1. Stufe (Ausgang)	640	610	590	610	588	595	596	640
Umsatz SO2 (%)	62,2	59,9	62,6	59,9	68,1	65,3	64,9	59,7
2. Stufe (Eingang)	445	440	435	440	440	440	440	445
Umsatz SO2 (%)	62,2	59,9	62,6	59,9	68,1	65,3	64,9	59,7
2. Stufe (Ausgang)	534	517	498	517	517	501	502	556
Umsatz SO2 (%)	87,7	84,4	86,1	84,4	84,9	88,4	88,2	81,1
3. Stufe (Eingang)	435	430	430	430	430	430	430	435
Umsatz SO2 (%)	87,7	84,4	86,1	84,4	84,9	88,4	88,2	81,1
3. Stufe (Ausgang)	464	460	450	460	467	449	449	493
Umsatz SO2 (%)	95,0	93,8	93,7	93,8	93,0	95,5	95,4	92,1
<u>Sekundärkontakt</u>								
4. Stufe (Eingang)	415	415	415	415	415	415	415	405
Umsatz SO2 (%)	0	0	0	0	0	0	0	0
4. Stufe (Ausgang)	433	439	435	439	450	429	430	467
Umsatz SO2 (%)	98	95,7	95,1	95,7	94,6	96,9	96,9	95,2
5. Stufe (Eingang)	410	410	410	410	410	410	410	400
Umsatz SO2 (%)	98	95,7	95,1	95,7	94,6	96,9	96,9	95,2
5. Stufe (Ausgang)	411	411	411	411	412	410	410	402
Umsatz SO2 (%)	98,0	97,6	97	97,6	98,0	97,9	97,9	98,7
Gesamtumsatz	99,91	99,95	99,95	99,95	99,92	99,92	99,96	99,90
(%)								

Tabelle 3 (Spezifische Daten)

		Vergleichs-							
		<u>beispiel 1</u>	<u>Beispiel 2</u>	<u>Beispiel 3</u>	<u>Beispiel 4</u>	<u>Beispiel 5</u>	<u>Beispiel 6</u>	<u>Beispiel 7</u>	<u>Beispiel 8</u>
Spezifischer Bedarf elektrischer Energie	(kWh / t H ₂ SO ₄)	55	52	45	54	52	73	49	45
Spezifische Wärmerückgewinnung aus Gas	(kWh / t H ₂ SO ₄)	123	165	187	165	184	81	96	185
Spezifischer Kühlwasserbedarf	(m ³ / t H ₂ SO ₄)	37	32	30	32	31	42	33	31
Spezifische Emission SO ₂	(kg SO ₂ / t H ₂ SO ₄)	0,63	0,65	0,32	0,32	0,32	0,50	0,52	0,28
Spezifische Emission SO ₃	(kg SO ₃ / t H ₂ SO ₄)	0,045	0,025	0,017	0,016	0,017	0,017	0,053	0,028

Patentansprüche

1. Verfahren zur Herstellung von Schwefelsäure, bei dem ein Schwefeldioxid enthaltendes Ausgangsgas mit Sauerstoff in wenigstens zwei nacheinander angeordneten Kontaktstufen ($6_1, \dots, 6_n$) von Hauptkontakten (2, 3) wenigstens teilweise zu Schwefeltrioxid umgesetzt wird und bei dem das erzeugte schwefeltrioxidhaltige Gas in einen Absorber (4, 5, 16) geführt und dort zu Schwefelsäure umgesetzt wird, **dadurch gekennzeichnet**, dass aus einer der letzten Hauptkontaktstufe (6_n) vorgeschalteten Kontaktstufe ($6_1, \dots, 6_{n-1}, 22_1, \dots, 22_n$) ein Teilstrom (T) des schwefeldioxid- und schwefeltrioxidhaltigen Gases abgezogen wird und dass dieser Teilstrom (T) mit dem Ausgangsgas zu einem Kontaktgas mit einem Schwefeldioxidgehalt von mehr als 13 Vol.-% vermischt und in eine erste Kontaktstufe ($6_1, 22_1$) zurückgeführt wird.

2. Verfahren nach Anspruch 1, **dadurch gekennzeichnet**, dass das Kontaktgas einen Schwefeldioxidgehalt von 14 bis 25 Vol.-% aufweist.

3. Verfahren nach Anspruch 1 oder 2, **dadurch gekennzeichnet**, dass dem Ausgangsgas vorzugsweise vor der Vermischung mit dem Teilstrom (T) Luft und/oder technischer Sauerstoff zugeführt wird und dass das Verhältnis von O_2 zu SO_2 in dem Kontaktgas, bezogen auf deren Volumenanteile, auf weniger als 1,2, vorzugsweise weniger als 0,8 eingestellt wird.

4. Verfahren nach einem der vorhergehenden Ansprüche, **dadurch gekennzeichnet**, dass der Volumenanteil des dem Ausgangsgas zugeführten Teilstroms (T) 15 bis 35 % des Kontaktgas beträgt.

5. Verfahren nach einem der vorhergehenden Ansprüche, **dadurch gekennzeichnet**, dass dem Hauptkontakt (2, 3) ein Vorkontakt (15)

vorgeschaltet ist, dem das Kontaktgas zugeführt wird, dass aus dem Vorkontakt (15) ein höchstens 13 Vol.-% Schwefeldioxid enthaltendes Prozessgas abgezogen wird und dass dieses Prozessgas der ersten Kontaktstufe (6₁) des Hauptkontakts (2) zugeführt wird.

5

6. Verfahren nach Anspruch 5, **dadurch gekennzeichnet**, dass der Vorkontakt (15) eine oder zwei Vorkontaktstufen (22₁, 22₂) aufweist.

10

7. Verfahren nach Anspruch 5 oder 6, **dadurch gekennzeichnet**, dass das aus dem Vorkontakt (15) austretende Prozessgas vor der Einleitung in den Hauptkontakt (2) durch einen Vorabsorber (16) geführt wird.

15

8. Verfahren nach einem der vorhergehenden Ansprüche, **dadurch gekennzeichnet**, dass das aus dem ersten Hauptkontakt (2) austretende Prozessgas vor der Einleitung in den zweiten Hauptkontakt (3) einem Zwischenabsorber (4) zugeführt wird.

20

9. Verfahren nach einem der vorhergehenden Ansprüche, **dadurch gekennzeichnet**, dass aus dem zweiten Hauptkontakt (3) austretende Prozessgas einem Endabsorber (5) zugeführt wird.

25

10. Verfahren nach einem der Ansprüche 5 bis 9, **dadurch gekennzeichnet**, dass wenigstens ein Teil des aus dem Vorkontakt (15) austretenden Prozessgases über eine Bypassleitung (25) an dem Vorabsorber (15) vorbei direkt in den Hauptkontakt (2) geführt wird.

30

11. Verfahren nach Anspruch 9, **dadurch gekennzeichnet**, dass das aus dem Endabsorber (5) austretende Gas einer Gaswäsche, insbesondere mit Wasserstoffperoxid, Ammoniak oder Natronlauge als Neutralisationsmittel für das Schwefeldioxid, unterzogen wird.

12. Verfahren nach einem der vorhergehenden Ansprüche, **dadurch gekennzeichnet**, dass der Teilstrom (T) vor der Rückführung in die erste Kontaktstufe (6₁, 22₁) auf eine Temperatur < 500 °C gekühlt wird.

5 13. Verfahren nach einem der vorhergehenden Ansprüche, **dadurch gekennzeichnet**, dass die Menge des als Teilstrom (T) rezirkulierten Gases auf der Basis der Austrittstemperatur des Gases aus der ersten Kontaktstufe (6₁, 22₁) geregelt wird.

10 14. Anlage zur Herstellung von Schwefelsäure, insbesondere zur Durchführung eines Verfahrens nach einem der Ansprüche 1 bis 13, mit wenigstens zwei nacheinander angeordneten Kontaktstufen (6₁,...6_n) von Hauptkontakten (2, 3) zur Umsetzung eines Schwefeldioxid enthaltenden Ausgangsgases mit Sauerstoff zu Schwefeltrioxid und mit wenigstens einem
15 Absorber (4, 5, 16), **dadurch gekennzeichnet**, dass der ersten Hauptkontaktstufe (6₁) wenigstens eine Vorkontaktstufe (22₁, 22₂) vorgeschaltet ist und dass der Austrittsbereich einer der letzten Kontaktstufe (6_n) des Hauptkontakts (3) vorgeschalteten Kontaktstufe (6₁...6_{n-1}, 22₁...22_n) bspw. über eine Rezirkulationsleitung (19) mit dem Eintrittsbereich der ersten
20 Vorkontaktstufe (22₁) verbunden ist.

15. Anlage nach Anspruch 14, **dadurch gekennzeichnet**, dass die Rezirkulationsleitung (19) ein Heißgasgebläse (18) aufweist.

25 16. Anlage nach Anspruch 14 oder 15, **dadurch gekennzeichnet**, dass die Rezirkulationsleitung (19) von dem Austrittsbereich der letzten Kontaktstufe (6₃) des ersten Hauptkontakts (2) zu dem Eintrittsbereich des Vorkontakts (15) führt.

30 17. Anlage nach einem der Ansprüche 14 bis 16, **dadurch gekennzeichnet**, dass die Rezirkulationsleitung (19) von dem Austrittsbereich der letzten

Kontaktstufe (22₁, 22₂) des Vorkontakts (15) zu dem Eintrittsbereich des Vorkontakts (15) führt.

5 18. Anlage nach einem der Ansprüche 14 bis 17, **dadurch gekennzeichnet**, dass der Vorkontakt (15) eine oder zwei Vorkontaktstufen (22₁, 22₂) aufweist, dass der erste Hauptkontakt (2) drei (6₁, 6₂, 6₃) aufweist und dass der zweite Hauptkontakt (3) zwei Hauptkontaktstufen (6₄, 6₅) aufweist.

10 19. Anlage nach einem der Ansprüche 14 bis 18, **dadurch gekennzeichnet**, dass zwischen dem Vorkontakt (15) und dem ersten Hauptkontakt (2) ein Vorabsorber (16), zwischen dem ersten (2) sowie zweiten Hauptkontakt (3) ein Zwischenabsorber (4) und nach dem zweiten Hauptkontakt (3) ein Endabsorber (5) vorgesehen ist.

15 20. Anlage nach Anspruch 19 **dadurch gekennzeichnet**, dass zwischen dem Vorkontakt (15) und dem ersten Hauptkontakt (2) eine an dem Vorabsorber (16) vorbeiführende Bypassleitung (25) vorgesehen ist.

20 21. Anlage nach einem der Ansprüche 14 bis 20, **dadurch gekennzeichnet**, dass zwischen den Eintrittsleitungen (20, 9) des Vorkontakts (15) und des ersten Hauptkontakts (2) eine an dem Vorkontakt (15) vorbeiführende Bypassleitung (26) vorgesehen ist.

STAND DER TECHNIK

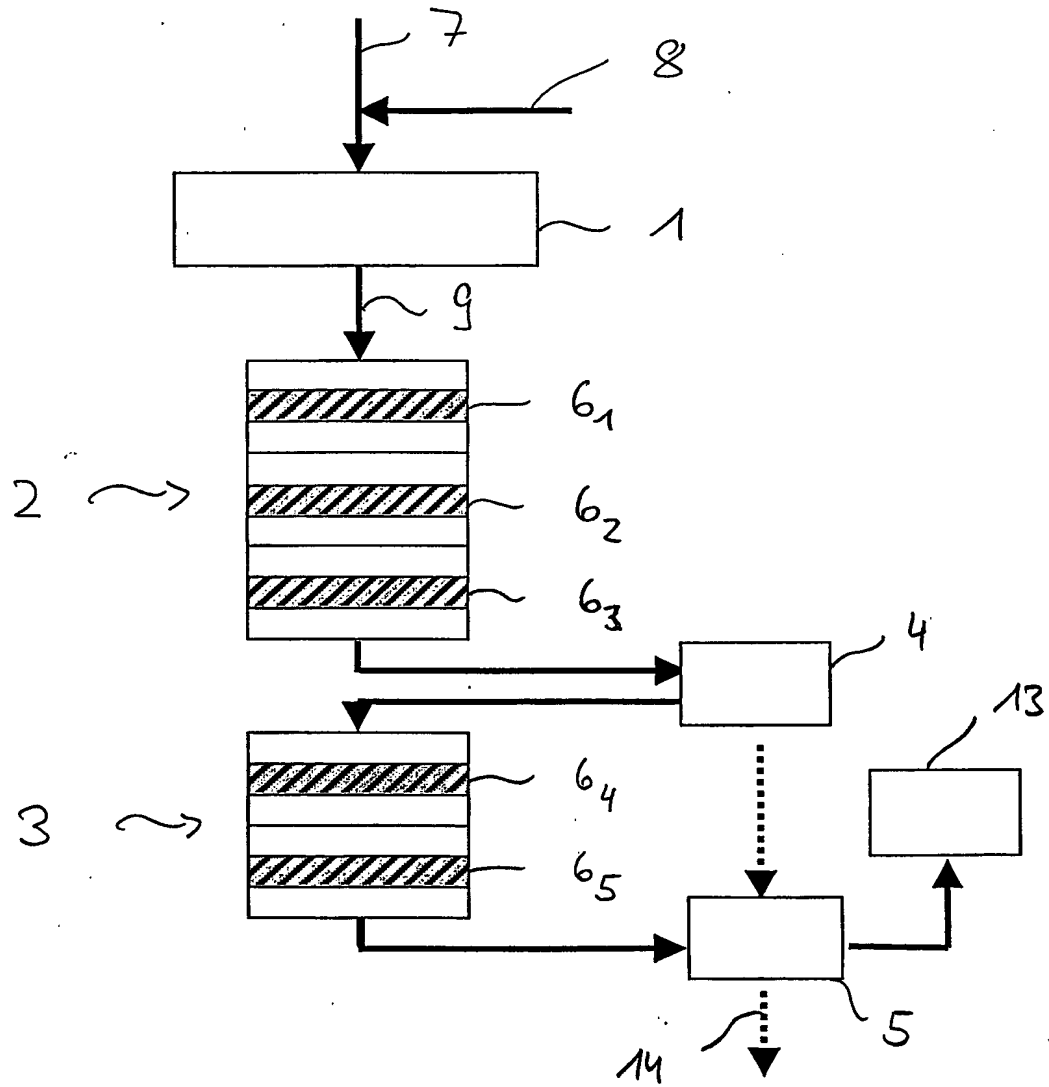


Fig. 1

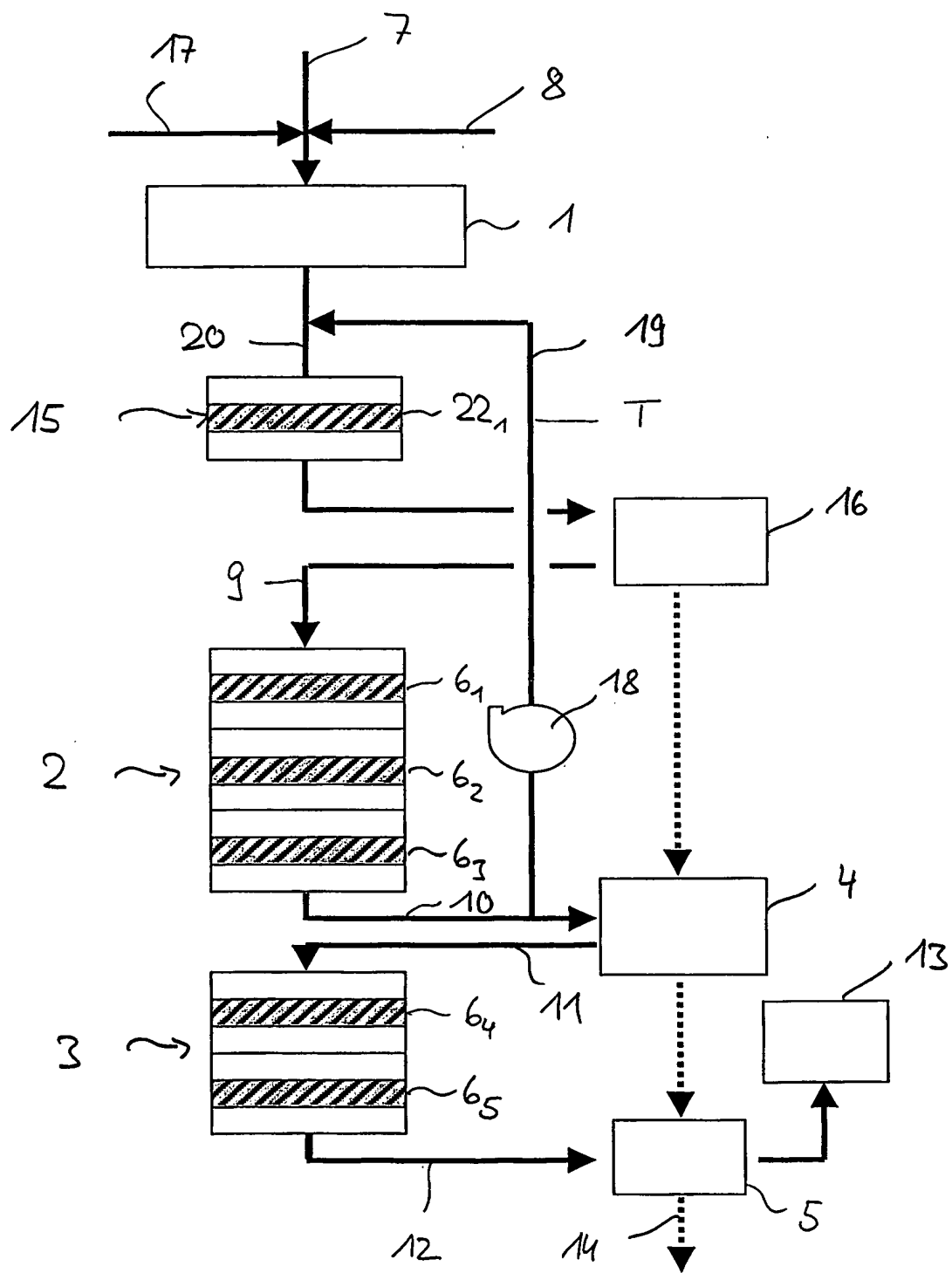


Fig. 2

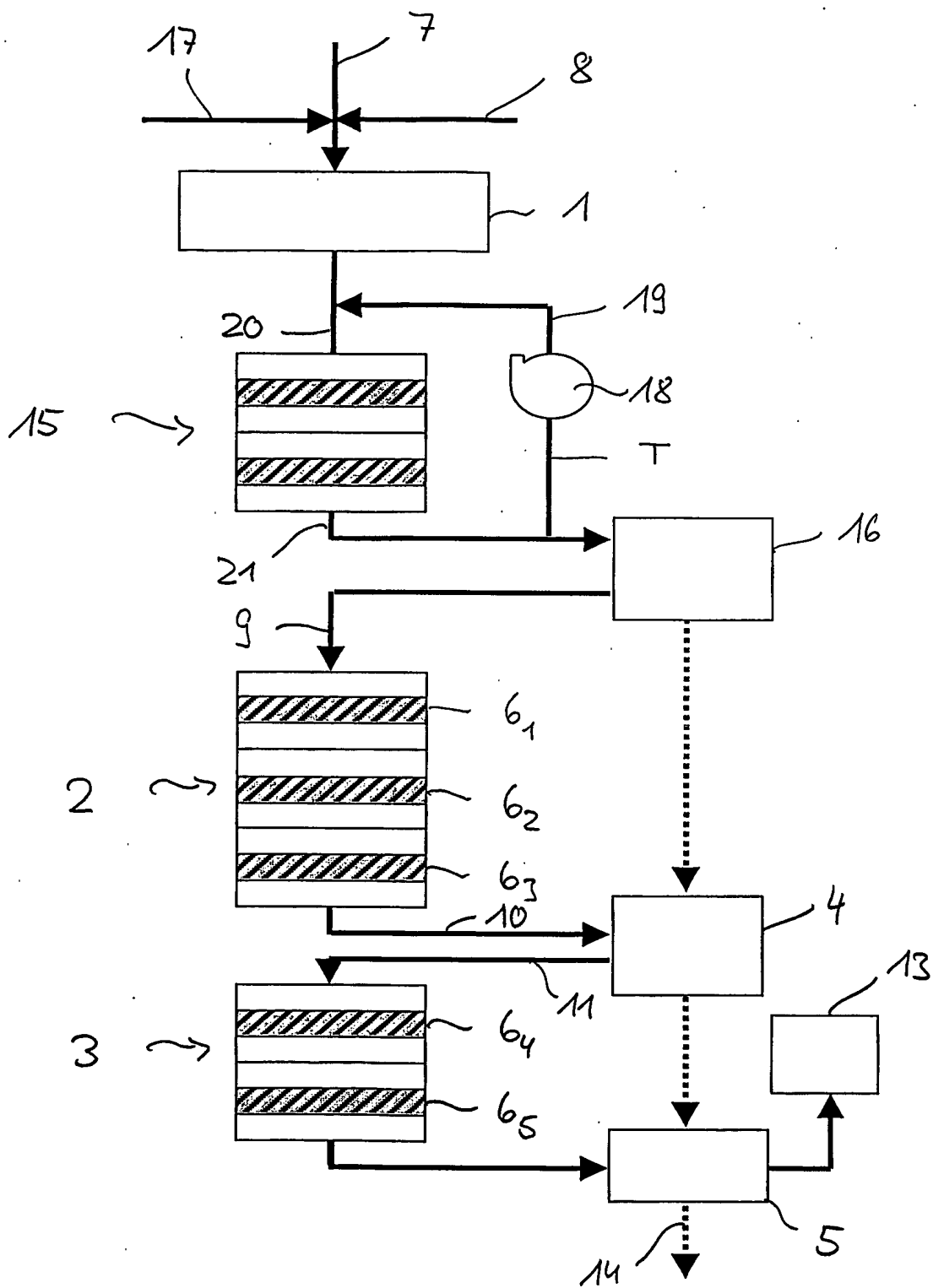


Fig. 3

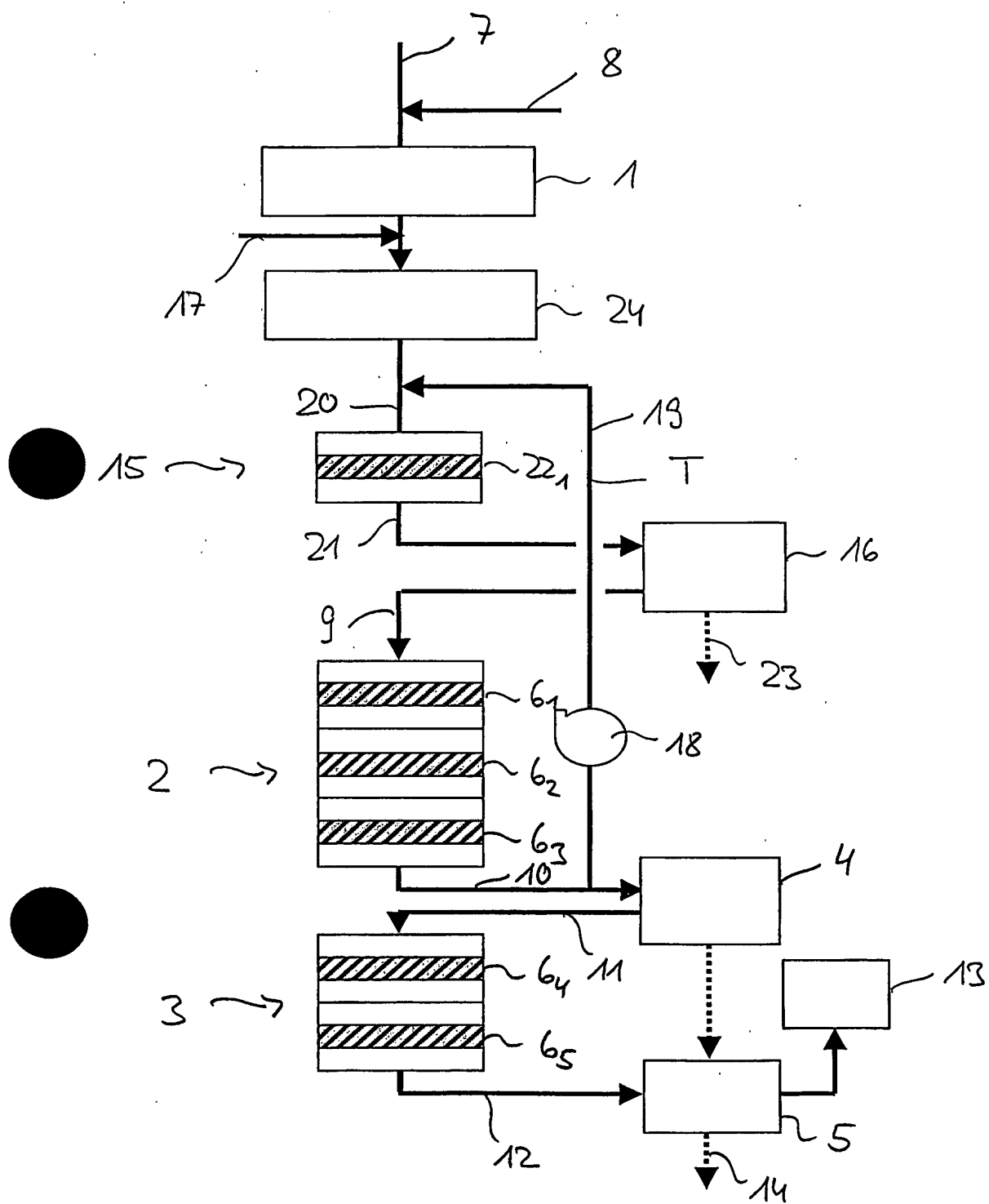


Fig. 4

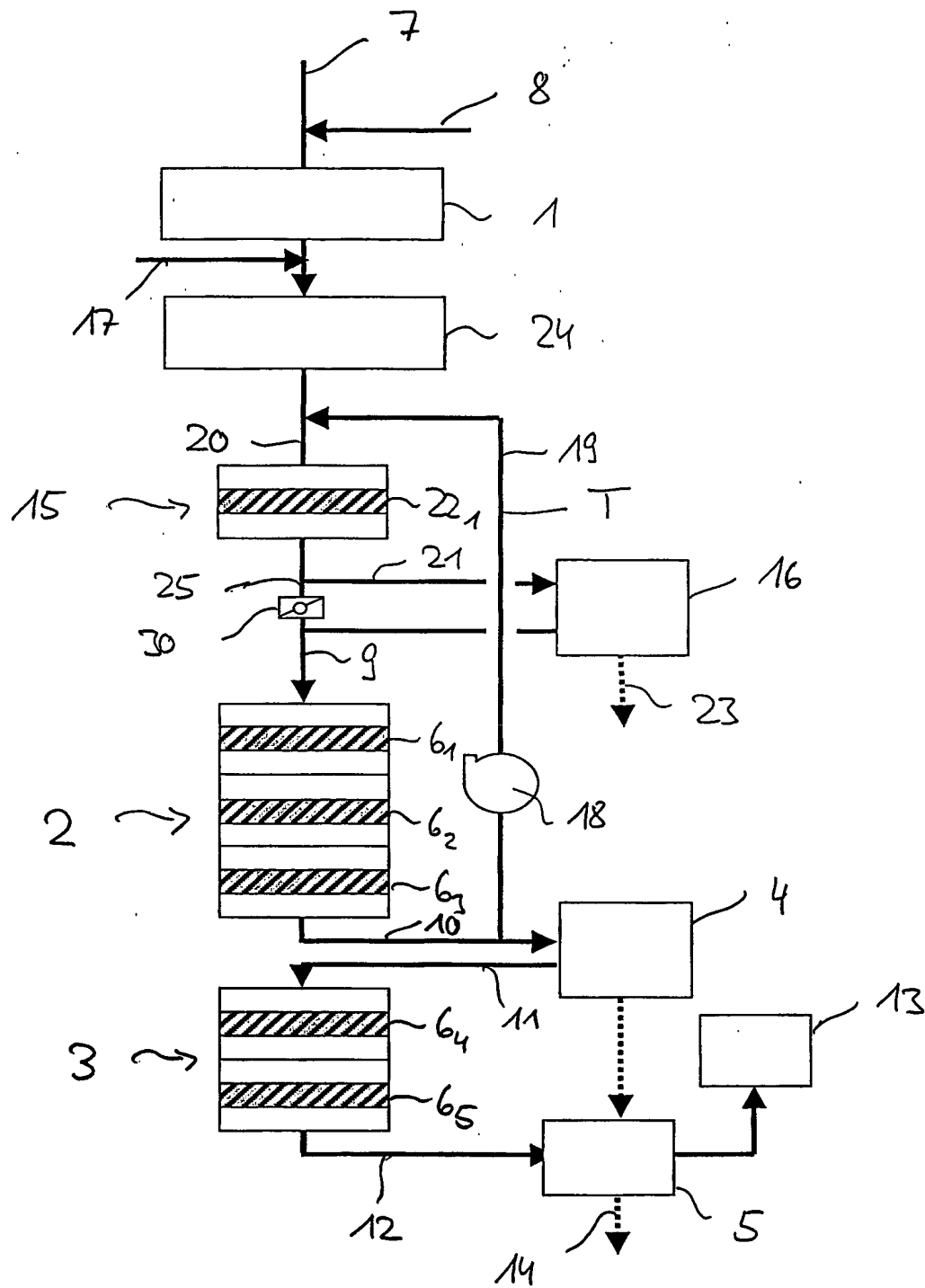


Fig. 5

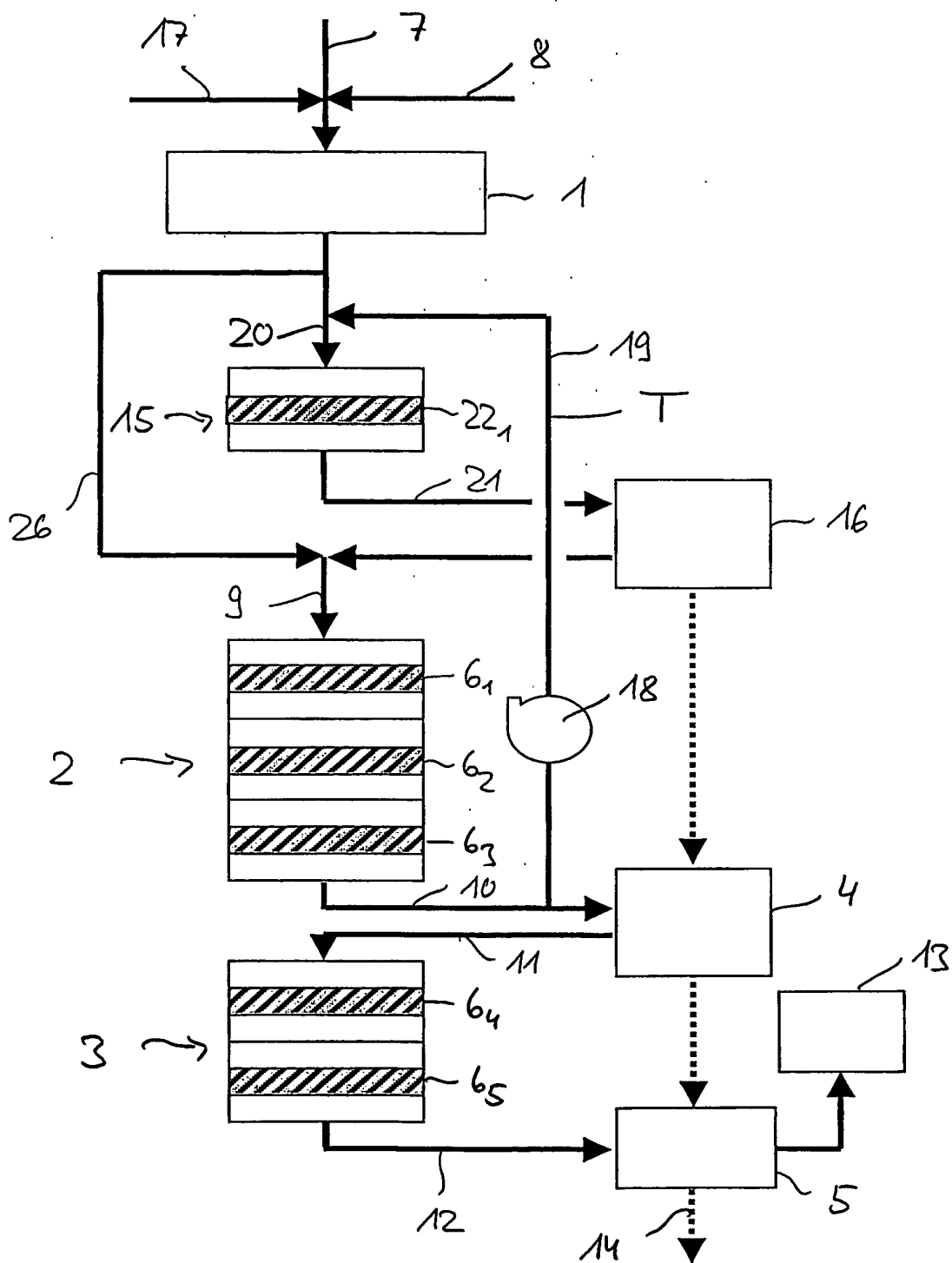


Fig. 6

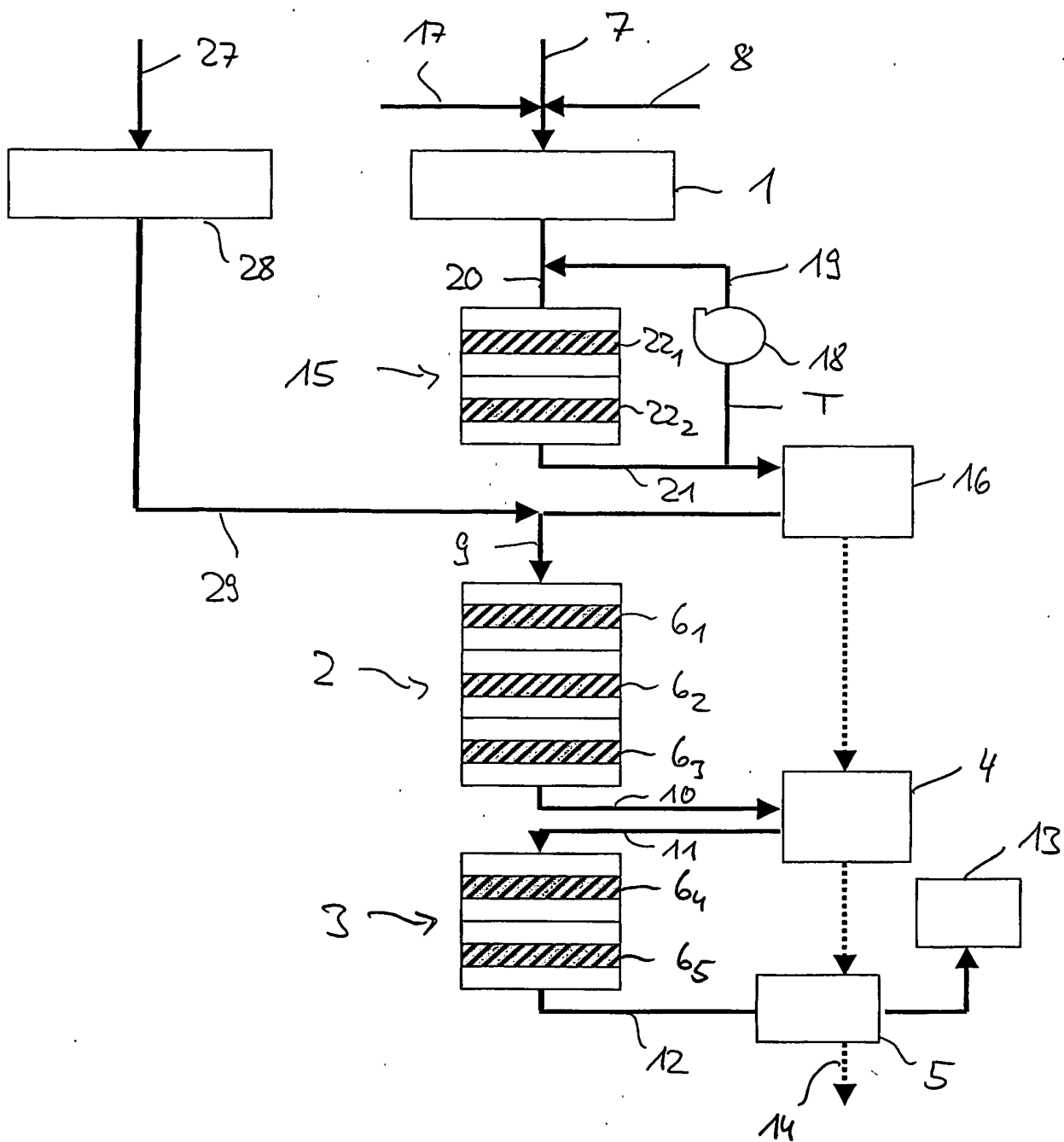


Fig. 7

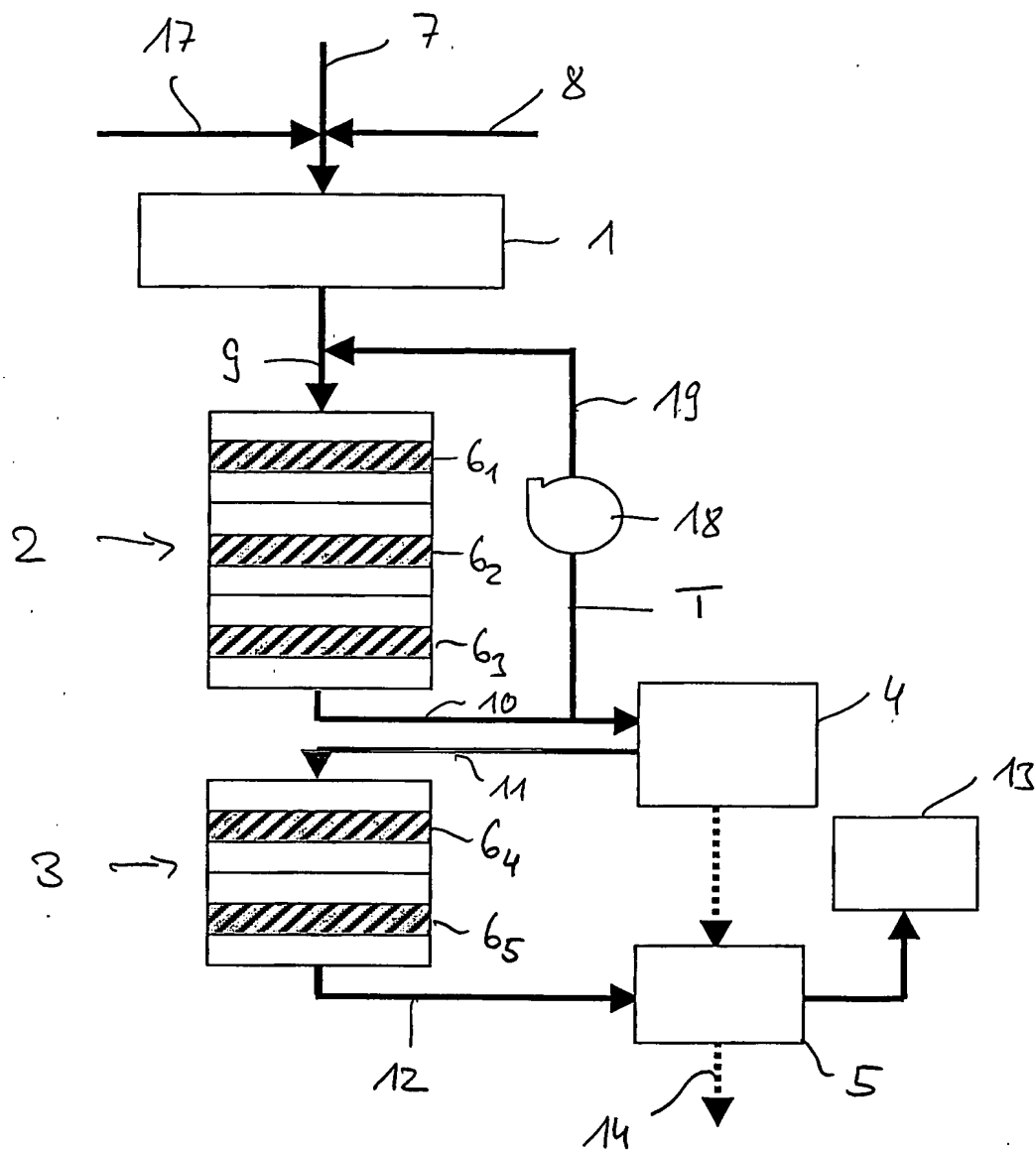


Fig. 8

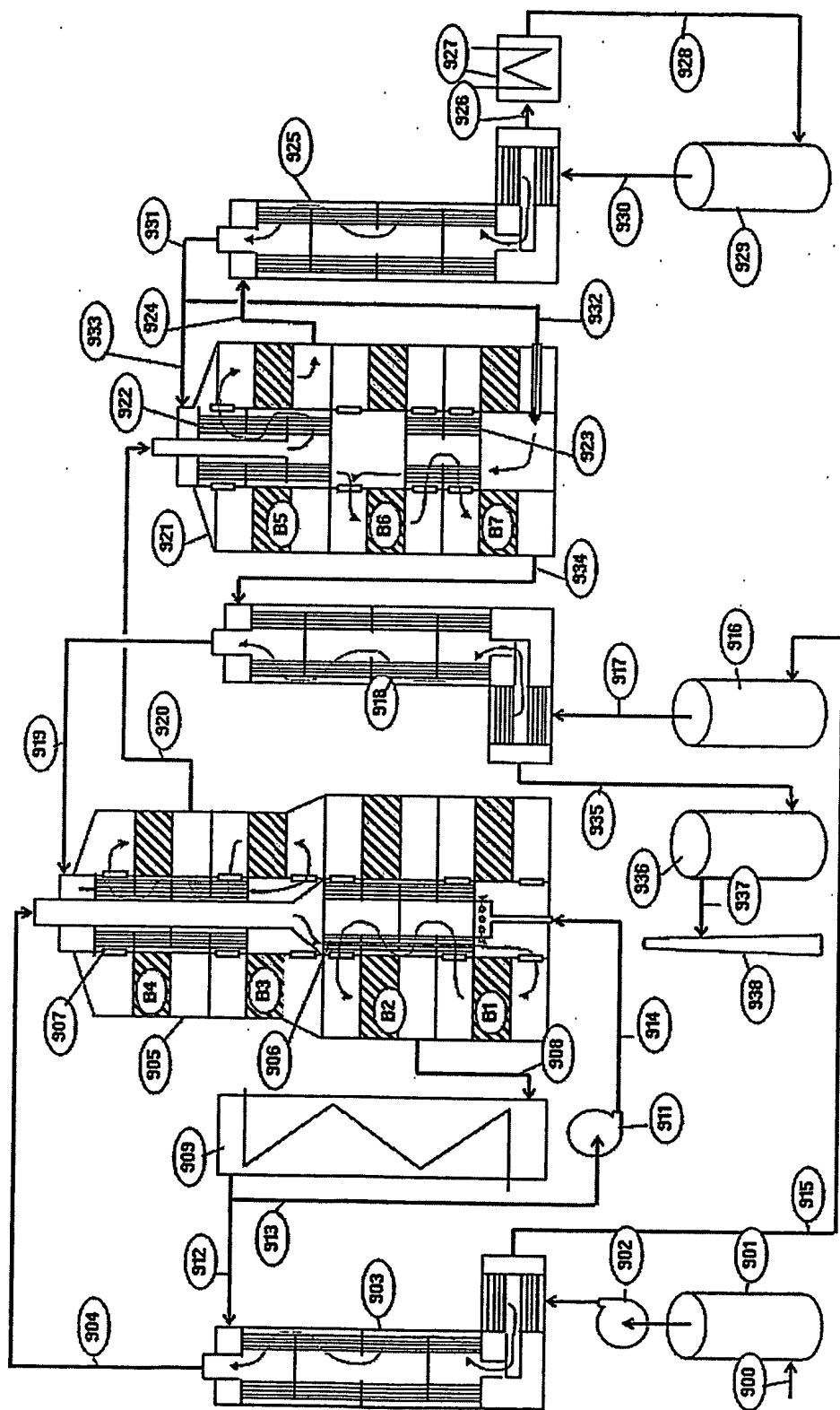


Fig. 9

Outokumpu Oyj
Riihitontuntie 7

02200 Espoo
Finnland

Zusammenfassung:

Verfahren und Anlage zur Herstellung von Schwefelsäure aus schwefeldioxidreichen Gasen

Die vorliegende Erfindung betrifft ein Verfahren und eine Anlage zur Herstellung von Schwefelsäure, bei dem ein Schwefeldioxid enthaltendes Ausgangsgas mit Sauerstoff in wenigstens zwei nacheinander angeordneten Kontaktstufen von Hauptkontakten zumindest teilweise zu Schwefeltrioxid umgesetzt sowie erzeugtes schwefeltrioxidhaltiges Gas in einen Absorber geführt und dort zu Schwefelsäure umgesetzt wird. Um Ausgangsgase mit einem Schwefeldioxidgehalt von 13 bis zu 66 Vol.-% unter Verwendung konventioneller Katalysatoren kostengünstig zu Schwefelsäure verarbeiten zu können, wird vorgeschlagen, aus einer der letzten Hauptkontaktstufe vorgeschalteten Kontaktstufe einen Teilstrom des schwefeldioxid- und schwefeltrioxidhaltigen Gases abzuziehen, diesen Teilstrom mit dem Ausgangsgas zu einem Kontaktgas mit einem Schwefeldioxidgehalt von mehr als 13 Vol.-% zu vermischen und in die erste Kontaktstufe zurückzuführen.

**This Page is Inserted by IFW Indexing and Scanning
Operations and is not part of the Official Record**

BEST AVAILABLE IMAGES

Defective images within this document are accurate representations of the original documents submitted by the applicant.

Defects in the images include but are not limited to the items checked:

- ☒ **BLACK BORDERS**
- ☐ **IMAGE CUT OFF AT TOP, BOTTOM OR SIDES**
- ☐ **FADED TEXT OR DRAWING**
- ☐ **BLURRED OR ILLEGIBLE TEXT OR DRAWING**
- ☒ **SKEWED/SLANTED IMAGES**
- ☒ **COLOR OR BLACK AND WHITE PHOTOGRAPHS**
- ☐ **GRAY SCALE DOCUMENTS**
- ☐ **LINES OR MARKS ON ORIGINAL DOCUMENT**
- ☐ **REFERENCE(S) OR EXHIBIT(S) SUBMITTED ARE POOR QUALITY**
- ☐ **OTHER:** _____

IMAGES ARE BEST AVAILABLE COPY.

As rescanning these documents will not correct the image problems checked, please do not report these problems to the IFW Image Problem Mailbox.